

日本国特許庁
PATENT OFFICE
JAPANESE GOVERNMENT

19.07.00

REC'D 12 SEP 2000

WIPO

PCT

別紙添付の書類に記載されている事項は下記の出願書類に記載されている事項と同一であることを証明する。

This is to certify that the annexed is a true copy of the following application as filed with this Office.

出願年月日

Date of Application:

1999年12月 3日

出願番号

Application Number:

平成11年特許願第345271号

出願人

Applicant(s):

株式会社荏原製作所

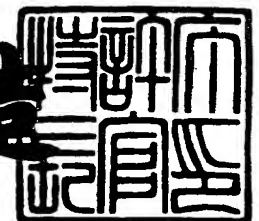
PRIORITY
DOCUMENT

SUBMITTED OR TRANSMITTED IN
COMPLIANCE WITH RULE 17.1(a) OR (b)

2000年 8月25日

特許庁長官
Commissioner,
Patent Office

及川耕造



出証番号 出証特2000-3066630

【書類名】	特許願
【整理番号】	EB2106P
【提出日】	平成11年12月 3日
【あて先】	特許庁長官殿
【国際特許分類】	B01D 49/00
【発明者】	
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社 荏原製作 所内
【氏名】	蘇 慶泉
【発明者】	
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社 荏原製作 所内
【氏名】	三好 敬久
【発明者】	
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社 荏原製作 所内
【氏名】	成瀬 克利
【発明者】	
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社 荏原製作 所内
【氏名】	大下 孝裕
【発明者】	
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社 荏原製作 所内
【氏名】	木下 和夫
【特許出願人】	
【識別番号】	000000239
【氏名又は名称】	株式会社 荏原製作所
【代表者】	前田 滋

【代理人】

【識別番号】 100091498

【弁理士】

【氏名又は名称】 渡邊 勇

【選任した代理人】

【識別番号】 100092406

【弁理士】

【氏名又は名称】 堀田 信太郎

【先の出願に基づく優先権主張】

【出願番号】 平成11年特許願第205395号

【出願日】 平成11年 7月19日

【手数料の表示】

【予納台帳番号】 026996

【納付金額】 21,000円

【提出物件の目録】

【物件名】 明細書 1

【物件名】 図面 1

【物件名】 要約書 1

【包括委任状番号】 9112447

【プルーフの要否】 要

【書類名】 明細書

【発明の名称】 酸性ガス洗浄装置及び方法

【特許請求の範囲】

【請求項 1】 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する洗浄液再生器と、前記ガス洗浄器と洗浄液再生器との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

【請求項 2】 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる第 1 の再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する第 1 の洗浄液再生器と、更に第 1 の洗浄液再生器から排出されたガス洗浄液を、第 1 の再生用ガスと同じかまたは成分の異なる第 2 の再生用ガスと接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する第 2 の洗浄液再生器と、前記ガス洗浄器と第 2 の再生器との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

【請求項 3】 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる複数の種類の再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する 3 段以上の洗浄液再生器とを備え、最終段の再生器から前記ガス洗浄器へと洗浄液を返送する目的で最終段の再生器とガス洗浄器との間に配置され、洗浄液を循環させる循環手段を備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

【請求項 4】 ガス洗浄液に同伴する被洗浄ガス成分を分離するために、ガス洗浄器と洗浄液再生器の間に気液分離器を設け、ガス洗浄器から流入したガス洗浄液を、気液分離した後に洗浄液再生器へ流入させることを特徴とする請求項 1 又は 2 又は 3 に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 5】 洗浄液の再生用ガスとして、空気等の酸素含有ガスまたは純

酸素を用いることを特徴とする請求項 1 乃至 4 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 6】 ガス洗浄液に同伴するガス成分を分離するために、洗浄液再生器の洗浄液流路の下流に気液分離器を設け、洗浄液再生器から流入したガス洗浄液を気液分離し、同伴するガス成分を除去した後に更に下流の再生器もしくはガス洗浄器へ流入させることを特徴とする請求項 5 に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 7】 ガス洗浄器内の気相の圧力が 8 0 k P a 以上 1 1 0 k P a 以下、洗浄液再生器の気相の圧力が 1 1 0 k P a 以上 2 0 0 k P a 以下で運転することを特徴とする請求項 1 乃至 6 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 8】 循環する洗浄液の温度が 5 0 ℃ 以上 3 0 0 ℃ 以下であることを特徴とする請求項 1 乃至 7 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 9】 循環する洗浄液の温度が 5 0 ℃ 以上 2 0 0 ℃ 以下であることを特徴とする請求項 1 乃至 7 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 0】 循環する洗浄液の温度が 5 0 ℃ 以上 1 0 0 ℃ 以下であることを特徴とする請求項 1 乃至 7 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 1】 炭酸ガスを含む被洗浄ガスと、第 1 のアルカリ剤を含む第 1 ガス洗浄液とを対向流で接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の強酸性ガスを除去する第 1 ガス洗浄部と、第 1 ガス洗浄部を出た被洗浄ガスと第 2 のアルカリ剤を含む第 2 ガス洗浄液とを対向流で接触させて被洗浄ガスをさらに冷却すると共に被洗浄ガス中の炭酸ガス及び弱酸性ガスを除去する第 2 ガス洗浄部と、第 1 ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる第 1 の再生用ガスとを対向流で接触させることによって第 1 ガス洗浄液を再生および冷却する第 1 洗浄液再生器と、第 2 ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 の再生用ガスとを対向流で接触させることによって第 2 ガス洗浄液を再生および冷却する第 2 洗浄液再生器と、前記第 1 ガス洗浄部と第 1 洗浄液再生器との間に配置され第 1 洗浄液を循環させる循環手段と、前記第 2 ガス洗浄部と第 2 洗浄液再生器との間に配置され第 2 洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 2】 前記第 1 ガス洗浄部と第 1 洗浄液再生器との間に配置され

第 1 洗浄液を循環させる循環手段において、第 1 のアルカリ剤の水溶液を添加する薬剤添加手段と、第 1 洗浄液中の固形物を分離する固液分離手段とを備えたことを特徴とする請求項 1 1 に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 3】 第 1 及び第 2 のガス洗浄液に同伴する被洗浄ガス成分を分離するために、第 1 ガス洗浄部と第 1 洗浄液再生器の間及び第 2 ガス洗浄液と第 2 洗浄液再生器の間にそれぞれ気液分離器を設けることを特徴とする請求項 1 1 又は 1 2 に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 4】 第 1 の再生用ガスとして、空気等の酸素含有ガスまたは純酸素を用いることを特徴とする請求項 1 1 乃至 1 3 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 5】 第 1 及び第 2 のガス洗浄液に同伴する再生ガス成分を分離するために、第 1 及び第 2 の洗浄液再生器の洗浄液流路の下流に気液分離器を設けることを特徴とする請求項 1 1 乃至 1 4 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 6】 第 1 及び第 2 ガス洗浄部内の気相の圧力が 8 0 k P a 以上 1 1 0 k P a 以下、第 1 及び第 2 洗浄液再生器の気相の圧力が 1 1 0 k P a 以上 2 0 0 k P a 以下で運転することを特徴とする請求項 1 1 乃至 1 5 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 7】 第 1 ガス洗浄部の洗浄液の出口における第 1 洗浄液の温度が該洗浄液の沸点以下 2 0 ℃ 以内であり、第 1 ガス洗浄部の洗浄液入口における第 1 洗浄液の温度が前記第 1 ガス洗浄部の洗浄液出口の第 1 洗浄液温度以下 2 0 ℃ 以内または被洗浄ガス中に含まれる水蒸気の飽和温度以下 5 ℃ 以内であることを特徴とする請求項 1 1 乃至 1 6 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 8】 第 2 ガス洗浄部の洗浄液出口における第 2 洗浄液の温度が前記第 1 ガス洗浄部の洗浄液入口における第 1 洗浄液の温度以下 2 0 ℃ であり、第 2 ガス洗浄部の洗浄液入口における第 2 洗浄液の温度が前記第 2 ガス洗浄部の洗浄液出口の第 2 洗浄液温度よりも 5 ℃ 以上低いことを特徴とする請求項 1 1 乃至 1 7 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 1 9】 第 1 ガス洗浄部における第 1 洗浄液の p H が 4 以上 1 1 以

下、第 2 ガス洗浄部における第 2 洗浄液の pH が 7 以上 12 以下であることを特徴とする請求項 11 乃至 17 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

【請求項 20】 可燃性廃棄物、バイオマス、石炭等の可燃性原料から可燃性のガスを得るガス化装置を設け、該ガス化装置から生成する生成ガスを請求項 1 乃至 10 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置で洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の再生器オフガスを前記ガス化装置へ導き、ガス化のためのガス化剤として利用することを特徴とする可燃物のガス化システム。

【請求項 21】 可燃性廃棄物、バイオマス、石炭等の可燃性原料から可燃性のガスを得るガス化装置を設け、該ガス化装置から生成する生成ガスを請求項 11 乃至 19 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置で冷却すると共に洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の第 1 洗浄液再生器オフガスを前記ガス化装置へ導き、ガス化のためのガス化剤として利用することを特徴とする可燃物のガス化システム。

【請求項 22】 前記ガス化装置として 450℃ 以上 950℃ 以下の層温で運転される流動床ガス化炉を用いることを特徴とする請求項 20 又は 21 に記載の可燃物のガス化システム。

【請求項 23】 前記ガス化装置として流動床ガス化炉の下流に 1200℃ 以上 1500℃ 以下の温度で運転され、生成ガス中に含まれるダスト成分をスラグ化する溶融炉を用いることを特徴とする請求項 22 に記載の可燃物のガス化システム。

【請求項 24】 可燃性廃棄物等の可燃物を焼却する焼却装置を設け、該焼却装置からの燃焼排ガスを請求項 1 乃至 10 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置で洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の再生用ガスを前記焼却装置へ導き、燃焼用酸化ガスとして利用することを特徴とする可燃物の焼却システム。

【請求項 25】 前記焼却装置として 450℃ 以上 950℃ 以下の層温で運転される流動床焼却炉を用いることを特徴とする請求項 24 に記載の可燃物の焼却システム。

【請求項 26】 前記焼却装置として流動床焼却炉の下流に 1200℃ 以上 1500℃ 以下の温度で運転され、燃焼ガス中に含まれるダスト成分をスラグ化

する溶融炉を用いることを特徴とする請求項 2 5 に記載の可燃物の焼却システム。

【発明の詳細な説明】

【0 0 0 1】

【発明の属する技術分野】

本発明は酸性ガス洗浄装置に係り、特に炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する酸性ガス洗浄装置に関するものである。

【0 0 0 2】

【従来の技術】

可燃性廃棄物を燃焼したりガス化した場合、その燃焼ガスや生成ガス（以下、被洗浄ガスと云う）中には塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物、硫化水素等の酸性ガスが含まれる。多くの場合、これらの酸性ガスは被洗浄ガス中に p p m オーダーと極微量しか含まれないことが多いが、極微量であっても人体に対して毒性があるばかりでなく、ガス処理設備に対する腐食性や様々な触媒に対して被毒性を有するため、除去が必要である。

【0 0 0 3】

酸性ガスを除去する手段としては、固体や液体のアルカリ剤と接触させて中和吸収処理する方法が一般的である。被洗浄ガスとアルカリ溶液を接触させる湿式スクラバ方式においては、アルカリ溶液の p H を高く維持すればするほど酸性ガスの吸収除去性能が高まるが、可燃性廃棄物を燃焼したりガス化して得られた燃焼ガスや生成ガス中には多くの場合炭酸ガスが含まれており、その濃度は数%から十数%以上と前記酸性ガスの濃度が数 p p m であることに比べて格段に高い。そのため、酸性ガスをアルカリ剤で中和処理する場合、この炭酸ガスがアルカリ剤と反応してアルカリ剤を消費してしまうため、酸性ガス除去に十分な p H を維持するには大量のアルカリ剤が必要となることから、従来は経済的な理由から酸性ガスの吸収除去性能を犠牲にせざるを得なかった。

【0 0 0 4】

湿式スクラバ方式では、被洗浄ガスと洗浄液との間で熱交換が行われるので、

高温の被洗浄ガスを洗浄する場合には洗浄液の冷却が必要であるが、大気圧で運転される湿式スクラバで高温の被洗浄ガスを洗浄する場合、被洗浄ガスから洗浄液が回収した熱は100℃以下の低温熱であり、殆どの場合には冷却塔等で大気に放散させ、有効に利用されることはなかった。

【0005】

近年、焼却炉からのダイオキシン発生が社会問題となっているが、ダイオキシン発生原因の大きなものとしては250℃～500℃の温度域における焼却飛灰を触媒としたダイオキシンの再合成反応と言われている。従って、今後はダイオキシンの再合成温度以上の温度からガスを急冷するシステムの普及が見込まれ、この急冷システムとして湿式スクラバ方式が採用される可能性が高く、その場合より多くの低温排熱が発生することになるので、低温排熱を有効に利用できる手段が望まれている。

【0006】

一方、ダイオキシン問題や埋め立て地の不足といった問題から、可燃性廃棄物の処理方法として廃棄物を熱分解、ガス化し、発生したガスと飛灰を高温溶融炉に供給しスラグ化するガス化溶融システムが普及しつつあるが、ガス化溶融システムにおいては部分燃焼用酸素の希釈剤として蒸気、炭酸ガス等のガスが必要となる。

【0007】

特にガス化炉として流動床を用いる場合は、流動化を維持する目的で、ある一定量以上の流動化ガスを供給する必要があるが、流動化ガスが酸化剤を兼ねていることから、流動化ガスとして空気を用い、発熱量の高い可燃性廃棄物を原料とする場合など、流動化を維持するための最低限の空気供給量でも酸素が過剰になる場合があり、流動化ガスの酸素濃度調整剤としてのガスが必要な場合がある。

【0008】

また、近年可燃性廃棄物を完全燃焼させずガス化して、燃料ガスとして利用しようという試みがなされており、ガス化のためのガス化剤、即ち水素原子、酸素原子の供給源としての水蒸気、炭酸ガスの需要が高まりつつある。また近年、こうして得られた燃料ガスを更に精製して水素を製造し、燃料電池に供給して発電

しようという試みがなされており、燃料ガス中の炭酸ガスや窒素ガスの混入量が多くなると、精製する際の消費動力も増大することから、生成ガス中の炭酸ガスや窒素ガスの混入量を如何に減らすかが重要な課題になりつつある。

【0009】

【発明が解決しようとする課題】

湿式スクラバの低温排熱は大量に発生するので、地域熱供給等の負荷がある場合は有効に利用できるが、一般に廃棄物の焼却施設は住宅地域からは離れたところに位置していることが多く、有効な熱利用先がないことから、わざわざ焼却施設に隣接して温水プールや温室を作って低温廃熱を利用しているというのが実状である。

その一方で、ガス処理においては年を追う毎に高度処理を要求されるため、前述のような酸素ガスの希釈用ガスとして上質の蒸気を流用する、といったようにエネルギー消費量は増加しつつあるという現実がある。

【0010】

本発明は、上述の状況に鑑みなされたもので、湿式スクラバの低温排熱を有効に利用して、水蒸気や炭酸ガスを発生させることによって、エネルギー効率を高めるだけでなく、湿式スクラバの酸性ガス除去性能を飛躍的に向上させることができる酸性ガス洗浄装置及び方法を提供することを目的とするものである。

また、本発明は、上記酸性ガス洗浄装置とガス化装置とを組み合わせた可燃物のガス化システムおよび上記酸性ガス洗浄装置と焼却装置とを組み合わせた可燃物の焼却システム、そして上記可燃物のガス化システムと燃料電池発電システムとを組み合わせた可燃物のガス化燃料電池発電システムを提供することを目的とする。

【0011】

【課題を解決するための手段】

上述の目的を達成するため、本発明による酸性ガス洗浄装置は、被洗浄ガスとアルカリ溶液とを接触させるガス洗浄器と、アルカリ溶液の冷却機能とアルカリ再生機能を有する再生器にて構成される。ガス洗浄器に供給された被洗浄ガスはアルカリ溶液である洗浄液と対向流で接触し、被洗浄ガス中の酸性ガスと共に炭

酸ガスが洗浄液中に吸収される。被洗浄ガス中のダスト成分も洗浄液に取り込まれ、被洗浄ガスはアルカリ溶液への溶解度が小さい酸素、一酸化炭素、水素、飽和状態の水蒸気、そしてアルカリ溶液中に溶け込みきれなかった炭酸ガスを主成分とした清浄なガスになる。

【0012】

酸性ガスと炭酸ガスを吸収したアルカリ洗浄液は再生器に送られ、再生器内で被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガス、例えば空気と接触し、再生器内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生する。

飽和水蒸気圧は表 1 に示すとおりである。

【表 1】

運転温度と飽和水蒸気圧力

	単位							
温 度	℃	60	80	90	95	150	200	250
飽和水蒸気圧	bar	0.20	0.47	0.70	0.85	4.80	15.50	40.00

例えば、再生器が大気圧（約 0.1 PMa (1 bar)）、80℃で運転された場合、再生器から排出される再生器オフガスには 47%の水蒸気が同伴する。なお、この蒸発の際、洗浄液は蒸発潜熱を奪われ冷却される。もちろん再生用ガスが再生器内の飽和水蒸気圧以上の水蒸気を同伴しているような場合は、再生器での水分蒸発はなく、再生器での洗浄液冷却は行われない。

【0013】

また、再生用ガスとして炭酸ガスを含有しないガスを用いたり、ガス洗浄器に比べて再生器の運転圧力を低くすると、再生器内気相部の炭酸ガス分圧の差により再生器内でアルカリ洗浄液から炭酸ガスが脱離放出される。炭酸ガスが放出されることによってアルカリ洗浄液の pH は上昇し、再びアルカリ洗浄液としての酸性ガス吸収能が回復する。

水蒸気と脱離炭酸ガスを同伴した再生器オフガスは、前述した可燃物のガス化のためのガス化剤や酸化剤希釈用ガスとして用いることができる。また再生用ガスとして空気や酸素を用いた場合は、再生器オフガスをそのまま酸化剤・ガス化

剤の混合ガスとして利用することができる。

【0014】

再生器にて酸性ガス吸収機能を回復したアルカリ洗浄液は再びガス洗浄器に送られる。再生用ガスとして空気を用いた場合等、再生器において洗浄液からの水分蒸発が生じる場合、また洗浄液の一部を常時ブローする場合は、ガス洗浄液の補給が必要である。この補給液は循環している洗浄液に比べて清浄な液を用いるべきであるので、補給用のアルカリ剤と共にガス洗浄器最上部、即ち被洗浄ガスの流れの最下流に供給し、ガス洗浄効果を高めるようにするのが好ましい。

ガス洗浄に伴い、ガス洗浄液中に酸性ガスの吸収反応で生じた塩類が徐々に濃縮してくるので、濃縮防止のために適宜ブローする必要がある。また被洗浄ガスの水蒸気同伴割合が高く、洗浄液量が増加してくる場合にも、洗浄液をブローする必要があるが、そのままブローするとアルカリ剤も同伴して排出されるので、濃縮してから廃棄する等の注意が必要である。

【0015】

できるだけ洗浄液のアルカリ再生度を高めて、ガス洗浄効果を高めるためには再生器を、例えばシリーズ（直列）で多段に設けることも有効である。なぜなら化学反応を連続的行わせる場合、同じ反応時間であれば、1つの完全混合反応器で行うよりも多段の反応器で系列的に行う方が反応率は高いからである。被洗浄ガスと洗浄液が対向流で接触する場合は、多段の再生器を用いるのと同様の効果はあるが、洗浄液の流れ方向での混合がどうしても避けられないので、多段の再生器を用いる場合に比べてアルカリ再生度は低い。

【0016】

ガス組成の異なる複数種類のガスを再生用ガスとして利用できる場合には、それぞれの再生ガスに対応する独立した再生器を設けることによって個々の再生器が目的別の再生器として機能する。また、それぞれの再生器を、順番を工夫して系列的に用いることによってより高度な再生が可能になる。

【0017】

また、本発明による酸性ガス洗浄装置はガス洗浄器及び洗浄液再生器をそれぞれ2段に分けることもできる。即ち、被洗浄ガスと、第1のアルカリ剤を含む第

1 ガス洗浄液とを対向流で接触させる第 1 ガス洗浄部と、第 1 ガス洗浄部を出た被洗浄ガスと第 2 のアルカリ剤を含む第 2 ガス洗浄液とを対向流で接触させる第 2 ガス洗浄部と、被洗浄ガスとは成分の異なる第 1 の再生用ガスと第 1 ガス洗浄液とを接触させる第 1 洗浄液再生器と、被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 の再生用ガスと第 2 ガス洗浄液とを接触させる第 2 洗浄液再生器と、前記第 1 ガス洗浄部と第 1 洗浄液再生器との間に配置され第 1 洗浄液を循環させる循環手段と、前記第 2 ガス洗浄部と第 2 洗浄液再生器との間に配置され第 2 洗浄液を循環させる循環手段によって構成することもできる。

【0018】

【発明の実施の形態】

本発明の具体的な実施例を本発明の第 1 の実施形態である図 1 を用いて説明する。以下の図 1 乃至図 1 5 に示す実施例において、同一又は対応する部材又は要素は、同一の符号を付し、重複する説明が省略される。ガス洗浄器 A の下部から導入された被洗浄ガス 30 はガス洗浄器 A 内上方から供給されたアルカリ剤を含有するガス洗浄液 40 と接触し、冷却されると共に硫化水素、硫化カルボニル、塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物、炭酸ガスといった酸性ガスやダストが除去される。

【0019】

被洗浄ガスが都市ゴミ等塩素含有廃棄物の焼却排ガスである場合、被洗浄ガスのガス洗浄器 A への供給温度は通常 200℃前後であるが、この温度では 300℃前後、及び 470℃前後のダイオキシンの再合成温度域を経た後であるので被洗浄ガス中にダイオキシンを含む可能性が高く、洗浄液中にダイオキシンが移行し濃縮する可能性が高い。従って都市ゴミ等塩素含有廃棄物の焼却排ガス洗浄においては、ダイオキシンの再合成温度域を避ける目的から被洗浄ガス 30 のガス洗浄器 A への供給温度は 480℃以上、好ましくは 500℃以上とするのがよい。

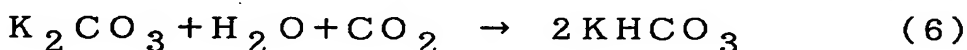
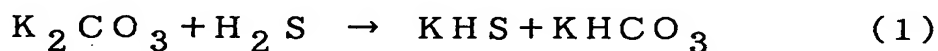
【0020】

被洗浄ガスが都市ゴミ等塩素含有廃棄物を熱分解ガス化して得られたガス化ガスである場合は、還元雰囲気であるためダイオキシンの再合成の恐れは格段に小

さくなるため、200℃程度の温度でガス洗浄器Aに供給しても良いが、やはり好ましくは300℃以上、より好ましくは350℃以上、更に好ましくは500℃以上で供給するのが良い。

【0021】

洗浄液に供給するアルカリ剤としては有機アルカリと無機アルカリのいずれでもよいが、熱的安定性の面から無機アルカリ化合物を使用するのがよい。特に水酸化ナトリウムや水酸化カリウムといったアルカリ金属の水酸化物が望ましい。また、炭酸ナトリウムや炭酸カリウムといったアルカリ金属の炭酸塩で供給しても良い。一例としてアルカリ剤として K_2CO_3 を用いた場合のガス洗浄器における吸収反応式を以下に示す。



【0022】

上記吸収反応が放熱反応なので、用いる洗浄液の温度は低いほど有利である。例えば、ガス圧力が常圧（1気圧）の場合、ガス洗浄器Aへの洗浄液入口温度 T_{LAI} は100℃以下であればよいが、被洗浄ガスから持ち込まれた水蒸気なるべく凝縮して、気相中の炭酸ガス分圧が高く維持され、できるだけ多くの炭酸ガスが洗浄液側へ吸収されるように80℃以下にするのが好ましく、さらには60～75℃の温度範囲であることが好ましい。

【0023】

ガス洗浄器A下部での洗浄液温度 T_{LAE} は、被洗浄ガスによって加熱されるので当然ながら前記上部での洗浄液温度より高くなるが、 T_{LAE} と T_{LAI} との温度差を20℃以下、好ましくは10℃以下にするのがよい。この温度差に制約を設けるのは、 T_{LAE} が高温になりすぎると、せっかく吸収した炭酸ガスをガス洗浄器A下部において再び脱離させてしまい、ガス洗浄器Aでの炭酸ガス吸

収性能が低下してしまうからである。該温度差の制御は洗浄液の循環量を調整することによって行う。ガス洗浄塔 A 下部においては被洗浄ガス 3 0 中に含まれていた水蒸気が洗浄液との接触による急冷却に伴い凝縮し、上部に向って温度降下のためさらに凝縮するので、吸収塔における CO_2 の吸収が進んでも CO_2 分圧の低下は小さく、 CO_2 分圧は高く維持される。そのため洗浄液の CO_2 に対する吸収駆動力は高く維持され、吸収効果が高まる。

【0024】

このように、ガス洗浄器 A でガス中水蒸気を凝縮させることによって、水蒸気の潜熱が回収されるのみでなく、ガス洗浄器 A での CO_2 吸収効果を高めることができるので、ガス洗浄器 A への洗浄液入口温度 T_{LAI} 、および下部洗浄液温度 T_{LAE} 、および T_{LAE} と T_{LAI} との温度差を適正な範囲に保つことは重要である。また以上のことから分かるように被洗浄ガス 3 0 の組成としては、炭酸ガス含有率が一定である場合は水蒸気の含有率が高いほど、即ち乾ガス中の炭酸ガス割合が高いほど本発明によるガス洗浄器における CO_2 の吸収条件が有利になる。

【0025】

洗浄された被洗浄ガス 3 1 は更に洗浄液の補給用に供給される比較的清澄な補給液 4 5 a に補充用のアルカリ剤 4 6 を供給した補給洗浄液 4 1 a で更に浄化され、ミストセパレータ 6 a でミストを除去された後、クリーンな洗浄後ガス 3 1 となる。被洗浄ガス 3 0 が焼却排ガスの場合、洗浄後ガス 3 1 は冷却して凝結水を除去する等の白煙防止対策を施した後そのまま大気放出することができるし、被洗浄ガス 3 0 が可燃ガス成分を含む有用なガスである場合は洗浄後ガス 3 1 を燃料ガス等様々な用途に利用することができる。

【0026】

被洗浄ガスと洗浄液の接触効率を高めるためには、液側の接ガス表面積を高め、かつガス洗浄器 A の内部ガス流路全面にわたって洗浄液が行き渡るよう、スプレー方式で洗浄液を供給するのが望ましいが、洗浄液の供給には特別な手段を使わず、ガス洗浄器 A の内部に接触促進用充填材 5 a を充填して気液接触効率を高めてもよい。もちろんスプレー方式で洗浄液を供給して、かつ接触促進用充填材

を使用すればなお好ましい。

【0027】

ガス洗浄器Aの下部から引き抜かれた洗浄液40aは、循環ポンプ4aにより再生器Bへ供給される。被洗浄ガス中にダストが含まれている場合は、ガス洗浄器からの洗浄液を引き抜く際に極力ダストを同伴しないような工夫が必要であり、例えば洗浄液をガス洗浄器Aの下部側面から引き抜き、ガス洗浄器Aの鉛直下方にはダスト等固形分を沈殿分離させる沈殿槽8を設けるのがよい。但し、被洗浄ガス30の含塵濃度が高く、ガス洗浄器Aへ流入するダスト負荷が大き過ぎる場合は、ガス洗浄器Aの上流にサイクロンやバグフィルター、セラミックフィルターといった乾式集塵器7を設け、ガス洗浄器へのダスト負荷を軽減するのが好ましい。

【0028】

再生器Bには再生器下部より再生用ガス35bが供給され、ガス洗浄器Aと同様に洗浄液との気液接触が行われる。再生用ガス35bは洗浄液と熱交換を行うと共に、洗浄液中に溶存していた被洗浄ガス中の各種ガス成分及び水蒸気を、再生器Bの出口ガス温度における気液平衡状態、即ち飽和状態を保つように放出し、それらのガスを同伴して、再生器オフガス36bとして排出される。再生用ガス35bは洗浄液と接触した後に、補給洗浄液41bで更に浄化される。また、再生器オフガス36b中のミストはミストセパレータ6bで除去される。再生器オフガス36bは大量の水蒸気を同伴しているので、例えば再生器における蒸発量が多く、洗浄液が減少傾向にあるような場合は、必要に応じて冷却器を設け水蒸気を凝縮させて、その凝縮水を洗浄液として再利用しても良い。もちろんこの凝縮水は洗浄液に比べるとはるかに清澄なので、補給液45aとして利用しても良い。

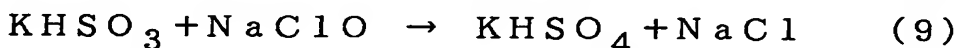
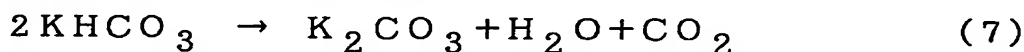
【0029】

再生器B内では洗浄水（洗浄液）から水蒸気、炭酸ガスが脱離・放出される。再生器B内での再生ガスの滞留時間が十分にあれば、水蒸気は再生器Bの運転温度における飽和濃度に達するまで蒸発し、乾ガス成分としてはアルカリ性の洗浄水（洗浄液）に溶存している被洗浄ガス成分が再生器B中を流れる再生用ガスと

の脱離・吸収平衡濃度に達するまで脱離放出される。再生器B内で脱離放出する乾ガスの主成分は炭酸ガスであり、炭酸ガスの放出によって洗浄液のpHは急激に回復するので、洗浄液中に吸収していた酸性ガスまでもが脱離・放出されることはほとんど無い。

【0030】

再生器Bにおけるアルカリ再生反応式を(7)式に示す。また、吸収した酸性ガスの脱離を防止するために洗浄液に酸化剤を注入して硫黄化合物等の還元性物質を酸化することができる。酸化剤としては次亜塩素酸ソーダや二酸化塩素などの塩素系酸化剤、次亜臭素酸ソーダ等の臭素系酸化剤、過酸化水素やオゾン等の活性酸素系酸化剤などを用いることができる。酸化剤として、次亜塩素酸ソーダ(NaClO)を用いた場合の反応式を(8)～(10)式に示す。



【0031】

再生器B内で洗浄液から水分が蒸発することによって洗浄液は蒸発潜熱を奪われ、冷却される。

また、再生器B内で洗浄水(洗浄液)から炭酸ガスが脱離放出されることによって、炭酸ガスと結合していた洗浄液中のアルカリ剤が再び解放され、洗浄液のアルカリ度が回復するので、洗浄液中に溶存している硫化水素、硫化カルボニル、塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物といった酸性ガス成分の再生器B内での放出が抑制できるし、アルカリ度が回復した洗浄液を再びガス洗浄器Aに循環させることによって、アルカリ剤の循環利用が図れる。

【0032】

再生器Bへ導入する再生用ガス35bとしては、ガス状のものであればどんな成分のガスでも良いが、目的に応じて主に空気、酸素、窒素、アルゴン、水蒸気、水素、一酸化炭素、二酸化炭素、及びそれらの混合ガスを選定して使用する。再生用ガスの選定に際しては、原則として再生器で脱離させようとするガス成分

の分圧ができるだけ低いガスを選定するのがよい。例えば、炭酸ガスの脱離を目的とする場合はできるだけ炭酸ガス含有割合の低いガスを選定するのがよく、洗浄液の冷却を目的としたり、蒸気回収量を多くしたいときは、できるだけ水蒸気含有割合の低いガスを選定するのがよい。また再生器オフガスをガス化工程に供給する場合はできるだけ酸素濃度の高いガスを用いるのが良い。

【 0 0 3 3 】

再生器 B の下部に滞留する洗浄液の温度 T_{LBE} は目的に応じて任意に設定できる。この T_{LBE} の温度制御は再生用ガス 3 5 b の流量、温度、湿度および洗浄液の循環流量によって定まるが、通常は再生ガス 3 5 b の流量、温度、湿度が一定である場合は、洗浄液流量を制御することによって T_{LBE} の温度制御が行われる。飽和水蒸気の発生量や、炭酸ガスの脱離放出量を多くしたい場合は T_{LBE} をできるだけ高く保つのが良いが、水蒸気発生に伴って潜熱を奪われるので、 T_{LBE} は T_{LBI} よりも低下する。従って、必要に応じて再生器下部に熱交換器を設け、蒸気等を用いて加熱してもよい。

【 0 0 3 4 】

前述のように再生ガス 3 5 b による洗浄液の冷却は、顕熱の直接熱交換と再生器オフガス 3 6 b に同伴する蒸気の蒸発潜熱が洗浄液から奪われることによってなされるが、この冷却能力がガス洗浄器 A で被洗浄ガス 3 0 から回収する熱量を上回る場合には、洗浄液の循環流量の調整のみで T_{LBE} の温度制御は可能であるが、前記冷却能力がガス洗浄器 A で被洗浄ガス 3 0 から回収する熱量よりも小さい場合は、再生器 B 以外にも別途洗浄液を冷却する手段が必要になる。

【 0 0 3 5 】

ガス洗浄器 A から洗浄液を再生器 B へ供給する場合、好ましくは気液分離器 3 a を設け、そこで洗浄液中に溶解せず混入している被洗浄ガス成分をできるだけ除去しておくのがよい。特に被洗浄ガスが可燃性のガスで、再生用ガスが酸素含有ガスであるような場合は、爆発事故防止のために気液分離器の機能は特に重要である。

気液分離器 3 a で分離されたガス成分は被洗浄ガス成分とほぼ同様の成分を持つガスであるが、ガス洗浄器 A から気液分離器 3 a に流入する洗浄水（洗浄液）

は、洗浄水（洗浄液）の循環経路中、炭酸ガスの溶解込みによって pH が最も低下しているところであり、洗浄液中に吸収された酸性ガスが放出されやすいので、ガス洗浄器 A 内被洗浄ガス流れの最上流部に戻し、再洗浄するのがよい。

【0036】

再生器 B で炭酸ガスを放出し、水分を蒸発して冷却された洗浄水（洗浄液）は再びガス洗浄器 A に導入されるが、被洗浄ガス中にダストが含まれている場合は、洗浄液中に大量のダスト成分が同伴する場合があるので、再生器 B から洗浄液を引き抜く際にはガス洗浄器 A の場合と同様に極力ダストを同伴しないような工夫が必要である。

【0037】

また再生器 B から洗浄液をガス洗浄器 A へ返送する場合も、好ましくは気液分離器 3 b を設け、そこで洗浄液中に溶解せず混入している再生用ガス成分をできるだけ除去しておくのがよい。特に被洗浄ガスが可燃性ガスで、再生用ガスが酸素含有ガスであるような場合は、酸素と可燃性ガスとの混合を防ぐ目的からこの気液分離器の機能が重要になる。

この気液分離器 3 b で分離されたガス成分は再生用ガス成分に、水蒸気と場合によってはごく少量の炭酸ガスが混入したものであるもので、再生器 B から出る再生用ガスにそのまま混合することができる。

【0038】

もちろん本発明におけるガス洗浄器 A と再生器 B の運転圧力は、適用するプロセスに応じて任意に選定することができるが、図 1 に示す実施例においては、再生器 B の気相部分の運転圧力 P_b は、ガス洗浄器 A の気相部分の運転圧力 P_a に依らず任意に設定できる機器構成となっている。再生器側の圧力が高ければ、再生器オフガス 36 b の有効利用を図る際に有利である。

逆に、再生器 B の気相部分の運転圧力をガス洗浄器 A の気相部分の圧力よりも低く設定するようにすれば、再生用ガスの用途は限られるが、ガス洗浄器 A と再生器 B それぞれの気相部分の炭酸ガス分圧差が大きくなるので、再生器 B の出口ガス温度が同じであれば、炭酸ガス放出量が多くなり、アルカリ剤の再生機能が高まるというメリットがある。

【 0 0 3 9 】

ガス洗浄器 A へのアルカリ剤 4 5 a の供給量制御は、洗浄液の p H を計測して所定の値になるように行うが、適正に制御するためには、図 1 に示すようにガス洗浄器 A において、新規に補給したアルカリ剤 4 6 と流入した洗浄液が混合するようにし、その混合した直後の洗浄液の p H を計測するのがよい。なぜなら、このようにすることによって補給したアルカリ剤の効果が直ちに確認できるので、制御遅れを最低限に抑えることができるからである。

p H の値は 7 から 1 4 以上、好ましくは 9 ~ 1 2、更に好ましくは 1 0 ~ 1 1 になるように調節するのがよい。

図 1 において、符号 1 0 a は補給液調節弁、1 5 a はアルカリ補充量調節弁、1 6 a および 1 6 b は気液分離器レベル調節弁、1 8 a および 1 8 b はレベル調節弁である。さらに符号 7 0 a、7 0 b、7 1 a、7 1 b はレベル調節計、7 3 は流量調節計、7 5 a は p H 調節計である。

【 0 0 4 0 】

図 1 に示した実施例はあくまでも本発明の 1 実施形態にすぎず、本発明の装置の設置場所が鉛直方向に十分な余裕のある場合は図 2 に示すようにガス洗浄器 A と気液分離器 3 a、再生器 B と気液分離器 3 b をそれぞれ一体化させて、洗浄液循環ポンプ等の機器点数を減らし、極力簡素化するのがよい。このような構成にすることによって、酸性ガス洗浄装置系内の洗浄液量制御も、再生器 B 内に滞留する洗浄液面レベルと洗浄液循環量を計測してガス洗浄器 A への補給液供給量を制御するだけで済むので、非常に簡素になる。

【 0 0 4 1 】

図 2 において、ガス洗浄器 A に流入した被洗浄ガス 3 0 は先に説明した図 1 の場合と全く同様に、循環する洗浄液 4 0、および補給液 4 5 a にアルカリ剤 4 6 a を添加した補給洗浄液 4 1 a と接触し洗浄される。被洗浄液 3 0 と接触洗浄した後の洗浄液及び補給液は集液板 1 1 a で集められ下部の気固液分離部 A 1 に自然流下する。集液板 1 1 a の下部に接続された流下管 1 2 a の下端は気固液分離部 A 1 に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留水の底部近傍に供給される。

【 0 0 4 2 】

気固液分離部 A 1 にはせき 1 3 a が設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき 1 3 a を越流し、ガス洗浄器 A から抜き出される。洗浄液中に含まれる S S (固形) 成分は、この上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、ガス洗浄器 A の底部から高濃度の廃液スラッジ 9 a として回収できる。またせき 1 3 a の内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離される。

【 0 0 4 3 】

気固液分離部 A 1 における洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要がある、通常は 50 mm/s 以下、好ましくは 10 mm/s 以下、更に好ましくは 5 mm/s 以下とするのがよい。但し、コロイド状の S S 分は沈殿処理で分離することができないので、このような S S 分が多い場合は、洗浄液の一部を分離膜やろ材でろ過処理するなど、沈殿分離手段とは異なる洗浄水 (洗浄液) からの固形分除去手段が必要となる。

【 0 0 4 4 】

固液分離効果を高めるために、S S 成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。また、S S 負荷が高過ぎたり、容易に沈殿方式により固液分離できない場合は、サイクロンやフィルター等の乾式集塵装置 7 をガス洗浄器 A の上流に設け、被洗浄ガスのダスト成分を除去しておくのが良い。

ガス洗浄器 A から抜き出された洗浄液は自然流下で再生器 B へ供給される。このとき十分な高低差がとれる場合は洗浄液をスプレー方式で再生器 B へ供給できるが、十分な高低差が取れず、循環水の圧力損失が許容できない場合は、特別な手段を用いることなく再生器 B 内に設置された接触促進用充填材の上部へ供給してもよい。

【 0 0 4 5 】

再生器 B の気層部圧力 P_b [Pa] はガス洗浄器 A 内の気層部圧力 P_a [Pa]、せき 1 3 a 越流後の滞留洗浄液面レベル H_a [m]、洗浄液の再生器 B の入

口レベル H_{bi} [m]、洗浄液比重 ρ [kg/m³]、及び重力加速度 g [m/s²]、ガス洗浄器Aから再生器Bへの洗浄液の圧力損失 ΔP_{ab} [Pa] を用いて以下のように表現される。

$$P_b = P_a + \rho \cdot g (H_a - H_{bi}) - \Delta P_{ab} \quad (11)$$

【0046】

ほぼ常圧近辺で運転される都市ゴミ焼却炉の燃焼排ガスを処理する場合には、 P_a は大気圧から2～7kPa、好ましくは3～6kPa、さらに好ましくは4～5kPa程度低く保持される。また P_b は再生器オフガスの用途によって変わるが、再生器オフガスを流動床炉の流動化ガスとして用いる場合には、大気圧より20～50kPa高く設定するのが好ましく、従って絶対圧で表現すると、 P_a は94～99kPa程度、 P_b は121～151kPaに設定される。もちろんガス化工程に流動床炉を用いない場合は流動化のための圧力を必要としないので、再生器オフガスをガス化工程のガス化剤として用いる場合であっても P_b はガス化工程の運転圧力に供給管路での抵抗分の圧力を加えた圧力でよい。

【0047】

再生器Bには、図1で説明した再生器と全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス35bが供給され、洗浄液と接触して排出される。再生器Bの下部にはガス洗浄器Aと同様の気固液分離部B1が設けられており、再生用ガス35bと接触した後の洗浄液は集液板11bで集められ下部の気固液分離部B1に自然流下する。集液板11bの下部に接続された流下管12bの下端は気固液分離部B1に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留水の底部近傍に供給される。

【0048】

気固液分離部B1にはせき13bが設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき13bを越流し、再生器Bから抜き出される。洗浄液中に含まれるSS（固形）成分はこの上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、再生器Bの底部から高濃度の廃液スラッジ9bとして回収できる。またせき13bの内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、洗浄液中に混入していた気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離され、抜き出さ

れる洗浄液に同伴することを防止できる。

【 0 0 4 9 】

ガス洗浄器 A と同様に再生器 B においても気固液分離部 B 1 における洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要があり、通常は 50 mm/s 以下、好ましくは 10 mm/s 以下、更に好ましくは 5 mm/s 以下とするのがよい。

固液分離効果を高めるために、SS 成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。また、SS 負荷が高過ぎたり、容易に沈殿方式により固液分離できない場合は、サイクロンやフィルター等の乾式集塵装置を再生器 B の上流に設け、再生用ガスのダスト成分を除去しておくのが良いのはガス洗浄器 A と同様である。

【 0 0 5 0 】

再生用ガス 3 5 b がダストを含まないガスである場合は、再生器 B での固液分離は必要なく、最下部からのスラッジ抜き出しが不要となる等、再生器 B の内部構造が簡素化できるが、気液分離機能は必要であり、液面を穏やかな状態に保つ目的から図 2 に示すような構造とするのが望ましい。

再生器 B から抜き出された洗浄液は洗浄液循環ポンプ 4 b でガス洗浄器 A に返送される。ここで洗浄液量を制御する方法は、まず再生器 B のせき 1 3 b を越流した後の洗浄液液面レベルを計測し、電気信号に変換する。そのレベル信号をレベル調節計 7 0 b に入力する。レベル調節計 7 0 b では液面が所定の値になるように、洗浄液の補給が必要な場合は補給液調節弁 1 0 a を開け、廃液調節弁 1 7 a を閉める信号を出力し、洗浄液量が増加して、循環系内から排出する必要がある場合は補給液調節弁 1 0 a を閉め、廃液調節弁 1 7 a を開ける信号を出力する。

【 0 0 5 1 】

もちろん再生器 B に補給液を供給したり、廃液を排出しても良い。特に再生器内で反応沈殿物を生成するような場合は再生器 B からの廃液／スラッジ抜き出しは必要である。また、ガス洗浄器 A と同様に再生器 B においてもフレッシュな補

給液を再生器内の再生用ガス流れの最下流側に供給することにより、再生器 B から排出された再生用ガスの洗浄効果も高まるので、該ガスの利用価値がより高まる。

再生器 B から補給液を供給したり、廃液を排出する場合は補給液調節弁 1 0 b、廃液調節弁 1 7 b にもレベル計 7 0 b からのレベル制御信号を、弁 1 0 a、1 7 a と同様に作用させることによって、循環洗浄液量制御を行うことができる。図 2 において、符号 5 a、5 b は接触促進用充填剤である。また符号 1 9 は洗浄液循環流量調整弁、符号 4 1 b は補給洗浄液である。

図 2 に示す実施例のように自然流下方式にすることによってプロセスが簡素化し、制御系の数も減少し、システムの安定度が高まる。

【 0 0 5 2 】

図 3 は本発明の第 2 の実施形態で、アルカリ剤の再生を再生器 B および第 2 再生器 C の 2 段で行うことによってアルカリの再生機能を更に高めた場合の実施例を示すものである。第 1 再生器 B までの機能については図 1 の説明と同様である。第 1 再生器 B から抜き出された洗浄液は第 2 再生器 C へ供給される。第 2 再生器 C には、前述の再生器 B と全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス 3 5 c が供給され、洗浄液と接触して、飽和蒸気と脱離炭酸ガスを伴って再生器オフガス 3 6 c として系外へ排出される。第 2 再生器 C の構造は基本的に再生器 B と同様で、第 2 再生器 C から抜き出された洗浄液は再びガス洗浄器 A へ返送される。

図 3 において、符号 1 0 a は補給液調節弁、1 5 a はアルカリ補充量調節弁、1 6 a、1 6 b、1 6 c は気液分離器レベル調節弁、1 8 a、1 8 b、1 8 c はレベル調節弁である。さらに符号 7 0 a、7 0 b、7 0 c、7 1 a、7 1 b、7 1 c はレベル調節計、7 3 は流量調節計、7 5 a は p H 調節計である。

【 0 0 5 3 】

図 3 に示した実施例はあくまでも本発明の 1 つの実施形態にすぎず、本発明の装置の設置場所が鉛直方向に十分な余裕のある場合は図 4 に示すようにガス洗浄器 A と気液分離器 3 a、再生器 B と気液分離器 3 b、および再生器 C と気液分離器 3 c をそれぞれ一体化させて、洗浄液循環ポンプ等の機器点数を減らし、極力簡素化するのがよい。

図4において再生器Bから抜き出された洗浄液は自然流下で第2再生器Cへ供給される。この場合も第1再生器B内の洗浄液液面レベルと、第2再生器の洗浄液供給レベルに十分な高低差がとれる場合は、洗浄液をスプレー方式で第2再生器Cへ供給できるが、十分な高低差が取れず、循環水の圧力損失が許容できない場合は特別な手段を用いることなく第2再生器C内に設置された接触促進用充填材5cの上部へ供給してもよい。

【0054】

第2再生器Cの気層部圧力 P_c [Pa] は、第1再生器B内の気層部圧力 P_b [Pa]、せき13b越流後の滞留洗浄液面レベル H_b [m]、洗浄液の第2再生器C入口レベル H_{ci} [m]、洗浄液比重 ρ [kg/m³]、及び重力加速度 g [m/s²]、再生器Bから第2再生器Cへの洗浄液の圧力損失 ΔP_{bc} [Pa]を用いて以下のように表現される。

$$P_c = P_b + \rho g (H_b - H_{ci}) - \Delta P_{bc} \quad (12)$$

第2再生器Cには、前述の再生器Bと全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス35cが供給され、洗浄液と接触して排出される。第2再生器Cの構造は基本的に再生器Bと同様で、下部には気固液分離部C1が設けられており、再生用ガス35cと接触した後の洗浄液は集液板11cで集められ下部の気固液分離部C1に自然流下する。集液板11cの下部に接続された流下管12cの下端は気固液分離部C1に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留している洗浄液の底部近傍に供給される。

【0055】

気固液分離部C1にはせき13cが設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき13cを越流し、第2再生器Cから抜き出される。洗浄液中に含まれるSS（固形）成分はこの上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、第2再生器Cの底部から高濃度スラッジとして回収できる。またせき13cの内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離され、抜き出される洗浄液に同伴することを防止できる。

【0056】

再生器 B と同様に第 2 再生器 C においても気固液分離部 C 1 における洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要があり、通常は 50 mm/s 以下、好ましくは 10 mm/s 以下、更に好ましくは 5 mm/s 以下とするのがよい。固液分離効果を高めるために、SS 成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。但し、コロイド状の SS 分は沈殿処理で分離することができないので、このような SS 分が多い場合は、洗浄液の一部を分離膜やろ材で過処理するなど、沈殿分離手段とは異なる洗浄水（洗浄液）からの固形分除去手段が必要となるのは第 1 再生器 B と同様である。

【0057】

再生用ガス 35 c がダストを含まないガスである場合は、第 2 再生器 C での固液分離は必要なく、最下部からのスラッジ抜き出しが不要となる等、再生器 B の内部構造が簡素化できるが、気液分離機能は必要であり、液面を穏やかな状態に保つ目的からガス洗浄器 A や再生器 B と同様の構造とするのが望ましい。

【0058】

第 2 再生器 C から抜き出された洗浄液は洗浄液循環ポンプで再びガス洗浄器 A に供給される。ここで洗浄液量を制御する方法は、まず第 2 再生器 C のせき 13 c を越流した後の洗浄液液面レベルを計測し、電気信号に変換する。そのレベル信号をレベル調節計 70 c に入力する。レベル調節計 70 c では液面が所定の値になるように、洗浄液の補給が必要な場合は補給液調節弁 10 a, 10 b, 10 c を開け、廃液調節弁 17 a, 17 b, 17 c を閉める信号を出力する。洗浄液量が増加し、循環系内から排出する必要がある場合は補給液調節弁 10 a, 10 b, 10 c を閉め、廃液調節弁 17 a, 17 b, 17 c を開ける信号を出力する。図 4 において、符号 6 c はミストセパレータであり、符号 36 b, 36 c はそれぞれ再生器オフガスである。また符号 41 c は補給洗浄液である。

以上に記した第 1、第 2 再生器と同様に、再生器を 3 段以上系列的につなげて採用することも当然ながら可能である。

【0059】

図 5 は本発明の酸性ガス除去装置を用いた可燃物のガス化システムの実施例を

示したものである。本実施例は、加熱されると酸性ガスを発生させる可燃物 1 をガス化工程 1 1 0 でガス化した後、熱回収工程 1 2 0 に導き、熱回収を行った後、ガス洗浄器 A で洗浄するシステムであり、ガス化工程への酸化剤ガスをアルカリ再生器 B の再生ガスとして用いた実施例である。ガス化工程 1 1 0 は低温ガス化炉 1 1 2 と高温ガス化炉 1 1 4 とを用いた 2 段ガス化工程からなる。熱回収工程 1 2 0 は高温熱交換器 1 2 1 と熱回収ボイラ 1 2 2 とからなる。ガス化工程用酸化剤 5 0 が再生器 B に再生ガスとして供給され、再生器オフガス 3 6 b 中には再生ガス成分にプラスして飽和水蒸気と、脱離した炭酸ガスが含まれており、それらがガス化工程においてガス化剤として機能するのである。酸化剤としては通常空気、酸素富化空気、高濃度酸素、純酸素などが用いられるが、もちろん酸素を含有しているガスであればどのようなガスでも良い。

【0060】

再生器オフガス 3 6 b は、ガス化工程後の高温の生成ガスと熱交換して加熱するのが良く、本実施例においては被加熱側媒体を 5 0 0℃以上の温度に加熱する高温熱交換器 1 2 1 に導き、5 0 0℃以上、好ましくは 6 0 0℃以上、更に好ましくは 7 0 0℃以上に加熱して加熱オフガス 3 7 としてガス化炉に供給している。また本実施例のようにガス化工程が複数の炉で構成されており、かつ各々の炉へ供給する酸化剤の適正酸素濃度が異なるような場合は、加熱オフガスに酸化剤を供給して酸素濃度を調整するのが良い。本実施例では高温ガス化炉 1 1 4 に供給する加熱オフガス 3 7 に酸化剤 5 0 を供給している。

【0061】

図 6 は本発明の酸性ガス除去装置を用いた可燃物ガス化システムの第 2 の実施例を示したものである。本実施例においては、再生器が 2 段（第 1 再生器 B および第 2 再生器 C）の酸性ガス除去装置を利用している。図 5 と同様、加熱されると酸性ガスを発生させる可燃物 1 をガス化工程 1 1 0 でガス化した後、熱回収工程 1 2 0 に導き、熱回収を行った後、ガス洗浄器 A で洗浄する。ガス化工程用酸化剤 5 0 を、いったん第 1 再生器 B の再生ガスとして使い、再生器オフガス 3 6 b を高温熱交換器 1 2 1 に導き、5 0 0℃以上、好ましくは 6 0 0℃以上、更に好ましくは 7 0 0℃以上に加熱し、加熱オフガス 3 7 とした後、ガス化工程へ酸

化剤とガス化剤の混合ガスとして供給する。酸化剤 5 0 としては通常空気、酸素富化空気、高濃度酸素、純酸素などが用いられるが、もちろん酸素を含有しているガスであればどのようなガスでも良い。

【 0 0 6 2 】

図 5、図 6 の実施例ともに、ガス化工程用の酸化剤を再生用ガスとして用い、ガス洗浄液を冷却するとともに、再生器オフガス 3 6 b は洗浄液から放出された水蒸気と炭酸ガスで酸素が希釈されているので、そのまま高温熱交換器 1 2 1 に導いても酸化による材料腐食の程度を軽減でき、また高温熱交換器 1 2 1 で加熱されることによって再生器オフガス中の飽和水蒸気は過熱蒸気となり、蒸気の凝縮によるドレンアタックを防止できるばかりでなく、貴重な高温顕熱を回収してガス化工程 1 1 0 に供給することで冷ガス効率も向上させることができる。

特に図 6 の実施例においては、第 2 再生器 C 用の再生ガス 3 5 c はどのようなガスでも良く、目的に応じ、最も安価で容易に利用できるガスであればよいので、適用範囲が広い。

【 0 0 6 3 】

図 7 は本発明を可燃物のガス化燃料電池発電プロセスに適用した際の実施例である。可燃性廃棄物等の原料 1 がガス化工程に 1 1 0 に供給され、そこで発生した高温生成ガスは熱回収工程 1 2 0 に送られて顕熱を回収され 2 0 0℃、好ましくは 3 5 0℃、更に好ましくは 5 0 0℃にまで減温される。回収された顕熱は蒸気を発生したりガス化剤の加熱に用いられる。減温された 5 0 0℃の生成ガスは生成ガス前処理工程 1 3 0 における本発明のガス洗浄器 A に導かれ、酸性ガスを除去されると共に 6 0℃～9 0℃にまで冷却される。なお、生成ガス中に含まれるダスト量や成分が、ガス洗浄器の性能に対して特に悪影響を及ぼすような場合は、ガス洗浄器の上流にサイクロンやフィルター方式の乾式集塵器を設け、脱塵した後にガス洗浄器 A に導くようにするのがよい。

【 0 0 6 4 】

図 7 におけるガス化工程 1 1 0 は低温ガス化炉 1 1 2 と高温ガス化炉 1 1 4 の 2 段のガス化炉で構成されており、低温ガス化炉 1 1 2 は 4 5 0℃～8 5 0℃、場合によっては 4 5 0℃～9 5 0℃の温度で原料の熱分解、ガス化を行わせるも

ので、流動床炉が望ましい。高温ガス化炉 114 は $1200^{\circ}\text{C} \sim 1500^{\circ}\text{C}$ の温度で有機成分を完全にガス化すると共に、灰分をスラグ化する。もちろんガス化工程 110 は可燃成分をガス化する機能を有するものであればどのようなものでも良く、必ずしも本実施例のように 2 段ガス化を行う必要はない。

【0065】

図 7 の実施例におけるガス洗浄器の気相部運転圧力 P_a は、ガス化工程の運転圧力から各工程のガスの流通による圧力損失分を差し引いた圧力となり、ガス化工程が大気圧運転の場合は大気圧～大気圧 - 10 kPa の範囲となるが、ガス化工程の運転圧力はもちろん任意の圧力に設定することができるので、ガス洗浄器の運転圧力も任意に設定できる。但し、運転圧力を高く設定する場合は洗浄液の飽和温度も高まるので、生成ガスのガス洗浄器出口温度は洗浄液の飽和温度を上限とする任意の値に設定することができる。下流の水素製造工程に CO 変成工程を設けているような場合、変成工程に最適な反応温度は 200°C 程度であるので、ガス洗浄器の運転圧力を 1550 kPa 以上として、ガス洗浄器出口生成ガス温度を 200°C 程度にまで高めるようにしても良い。

【0066】

図 7 の実施例でガス洗浄器の気相部運転圧力 P_a は $95 \sim 99\text{ kPa}$ の間で運転され、生成ガスは 80°C 以下に冷却され、ガス圧縮機 (1) 135 で $200 \sim 800\text{ kPa}$ に昇圧されて水素製造工程 140 に供給される。ガス圧縮機 (1) 135 の消費動力を低減するためガス洗浄器の下流にガス冷却器を設け、ガス中に含まれる水蒸気を凝結除去しても良い。水素製造工程 140 は生成ガス中の硫黄分を除去する脱硫装置 141、生成ガス中の一酸化炭素と水を反応させて水素と二酸化炭素に変性する変性装置 142、変性後のガスを圧縮するガス圧縮機 (2) 145、生成ガス中の炭酸ガスを吸収除去する炭酸ガス吸収装置 146、炭酸ガス吸収後のガスにわずかに残る一酸化炭素、二酸化炭素を水素と反応させてメタンを生成するメタン化反応装置 148、水素吸蔵合金を用い、ガス中の水素だけを吸収して水素の純度を高め、かつ昇圧する水素精製・昇圧装置 149 から構成されている。なお、生成ガス中の一酸化炭素を除去するためにメタン化反応装置の代わりに一酸化炭素を選択的に燃焼させる選択酸化装置を炭酸ガス吸収装

置 1 4 7 の上流に設置することもできる。この場合、メタン化反応装置 1 4 8 は不要になる。

【 0 0 6 7 】

炭酸ガス吸収装置 1 4 7 にはアミン吸収法を採用するのが良いが、アミン吸収法では流入するガスの圧力が高いほど吸収時と再生時の炭酸ガス分圧差を大きく取れるので有利であり、本実施例では 8 0 0 k P a 以上に昇圧して供給できるように炭酸ガス圧縮機 (2) 1 4 5 を設けているが、当然ながらガス圧縮機 (1) の昇圧で十分な場合には設ける必要はない。ガス圧縮機 (2) 1 4 5 を設けた場合は、その消費動力を低減するために変成装置 1 4 2 の下流にガス冷却器 8 0 を設け、ガス中に含まれる水蒸気を凝結除去するのがよい。

【 0 0 6 8 】

水素精製・昇圧装置 1 4 9 のオフガスにはメタンや窒素、アルゴンおよび少量の水素が含まれており、メタン吸収装置 1 7 0 でメタンだけを吸収して残りのガスは排気する。回収されたメタンガスはガス化工程 1 1 0 に供給され、再び改質、精製をへて水素ガスの原料となる。

【 0 0 6 9 】

水素精製・昇圧装置 1 4 9 で純水素にまで精製された後は、燃料電池発電工程 1 6 0 に供給される。燃料電池は水素と酸素を反応させて電気と水と熱を発生させるもので、作動温度の低い順に固体高分子型、リン酸型、熔融炭酸塩型、固体電解質型の 4 種類が開発されている。図 7 では固体高分子型の燃料電池を用いた場合の例を示しているが、もちろん水素、一酸化炭素を燃料とする燃料電池であればどの燃料電池を用いても良い。

【 0 0 7 0 】

一般に燃料電池に酸素を供給する酸化剤としては空気や純酸素を用いるが、基本的に酸素を含有するガスであって、燃料電池の被毒成分を含まないガスであれば、どのようなガスでも用いることができる。本実施例では酸化剤として P S A 法等によって精製した 8 0 % 以上、好ましくは 9 0 % 以上、さらに好ましくは 9 3 % 以上の高濃度酸素ガスを用いる。純酸素であればなお良い。ちなみに P S A 法で製造した酸素ガスの場合、酸素以外のガス成分は窒素とアルゴンである。図

7は高濃度酸素ガスを用いた実施例であり、燃料電池へ酸化剤として供給された酸化剤は燃料電池内部で酸素を約50%消費され、酸素極からオフガス55として排出される。オフガス55にはその温度、圧力に応じた飽和水蒸気が含まれているが、オフガスクーラ80で45～60℃程度にまで冷却することによって凝結水として回収する。この凝結水はほぼ完全な純水であり非常に利用価値が高く、他に用途が無い場合はガス洗浄器の補給水として用いてもよい。

45～60℃の飽和水蒸気圧は10～20kPaであり、冷却された酸素極オフガスは大気圧であれば10～20%の水蒸気を含んで再生器に再生用ガスとして供給される。

【0071】

燃料電池の酸素極オフガス55は炭酸ガスを全く含まないので、再生器Bでのアルカリ再生用ガスとしては誠に好適である。本発明では再生器Bの気相部圧力Pbが120～140kPaに維持されるように運転されており、再生器オフガス36bはガス総量の5%以上の炭酸ガスを同伴することができる。

再生器へ流入する洗浄液の温度は70～99℃であり、酸素極オフガス55は洗浄液と対向流で接触し、直接熱交換により加温され、70～99℃にまで加温される。70℃～99℃の飽和水蒸気圧は31～99kPaである。ここで再生器の気相部圧力Pbを130kPaとすると、再生器オフガスの水蒸気割合は24% (= 31 / 130) ～ 76% (= 99 / 130) である。従って、再生用ガスとして供給された燃料電池の酸素極オフガスは再生器入口と出口の水蒸気割合の差分を洗浄水（洗浄液）から持ち去ると共に、洗浄水（洗浄液）を冷却することになる。

【0072】

以上のことから、再生器オフガス成分は再生器の運転温度によって多少異なるが、約5～10%の炭酸ガス、ほぼ同量の窒素およびアルゴン、15～45%の酸素、24～76%の水蒸気となる。この成分のガスはガス化工程に供給する酸化剤とガス化剤の混合ガスとして申し分のない組成であり、そのままガス化工程に供給しても良いし、必要に応じてさらに水蒸気や酸素を加えてガス化工程に最も適する成分に調整して供給しても良い。即ち、図7に示す実施例において再生

器Bはあたかも「ガス化剤発生装置」の様な役割を果たしている。なお、本実施例で燃料電池の酸化剤として空気を用いないのは、大量に含まれる窒素がガス圧縮機(1) 135や水素製造工程140における消費動力の増大につながるからである。本実施例において酸化剤に含まれていた窒素、アルゴンはメタン吸収装置170のオフガスとして系外に排出される。

【0073】

本発明をガス化燃料電池発電プロセスに応用することによって、以下に列挙する大きな効果を奏することができる。

1. 再生器のアルカリ再生機能によって、アルカリ剤を大量消費することなくガス洗浄器へ供給するガス洗浄液を高pHに保つことができるので、ガス洗浄工程での酸性ガス吸収機能が大いに高まり、下流の水素製造工程を構成する装置の耐久性を向上させることができる。

2. 再生器で洗浄水(洗浄液)が冷却できるので冷却塔へ供給される廃熱が少なくなり、冷却水補給水の消費量が減少し、かつ白煙・雨降り(近隣へのミスト降下)といった問題が低減される。

3. 洗浄液からガス化工程でガス化剤として使用する蒸気が回収できるので、上質の蒸気を消費する必要が無く、水の消費量および水処理に必要なエネルギーを低減できる。

4. 従来であれば冷却塔で廃熱として捨てられていた低圧蒸気の潜熱がガス化工程に還元されることにより、エネルギー効率が向上する。

5. 炭酸ガスが洗浄液から脱離回収されてガス化工程にガス化剤として供給されるが、炭酸ガスは蒸気よりも比熱が小さいのでガス化工程での昇温熱が少なくて済み、冷ガス効率が向上する。

6. 炭酸ガスをガス化剤とする場合、水素よりも利用価値の高い一酸化炭素に富んだガスとなるので、生成ガスの用途が広がる。

【0074】

本実施例は精製した水素を燃料電池の燃料にしたものであるが、精製された水素の用途は燃料電池の燃料に限られるものではなく、本実施例から燃料電池発電工程を除いたシステムは水素製造システムとして他の用途に供することももちろ

ん可能である。

【0075】

図8は燃料電池の酸化剤として空気を用いた場合の実施例を示すフロー図である。燃料電池の酸化剤が空気の場合、燃料電池の酸素極オフガスには大量の窒素ガスを含んでいる。この窒素ガスはガス化工程でガス化剤として機能しないばかりか、その後の水素製造工程の消費動力を増大させるので、この場合の酸素極オフガスをガス化工程に供給するのは得策ではない。

従って燃料電池の酸化剤が空気であっても、ガス化工程の酸化剤としては図7に示した実施例同様、酸素濃度が80%以上、好ましくは90%以上、さらに好ましくは93%以上の酸素を含む高濃度酸素ガス、もしくは純酸素ガスとする。この場合再生器の再生用ガスとして利用できるガスは、ガス化工程用酸化剤と燃料電池酸素極オフガスの2種類あるので、再生器を2段に設け、それぞれのガスを第1再生器Bと第2再生器Cの再生用ガスとして用いるのがよい。以下、図8の実施例において説明の無い部分については、図7の実施例と同様であることを前提に説明する。

【0076】

図8に示す実施例では第1再生器Bの再生用ガスとしてガス化工程用酸化剤を、再生器Cの再生用ガスとして燃料電池酸素極オフガスを用いている。第1再生器オフガス36bは酸化剤とガス化剤の混合ガスとしてガス化工程110へと供給される。第2再生器Cのオフガス36cは5～10%程度の炭酸ガスを含有して系外に排気される。ここで注目すべきはこの系外に排出される炭酸ガスである。図7に示す実施例のように再生器が単段の場合、再生器オフガスをガス化工程に供給すると再生器オフガスに含有されていた炭酸ガスが再び系内を循環し、生成ガス前処理工程130や水素製造工程140での消費動力を増大させる可能性がある。なぜなら炭酸ガスも水蒸気同様ガス化工程でのガス化剤として機能はするが、水蒸気と違い冷却して凝縮除去することができないので、生成ガス中の炭酸ガスの割合が増えてくるとガス圧縮機での動力増加が避けられないからである。

【0077】

従って図 7 に示した実施例では、水素製造工程内に炭酸ガス吸収装置を設け、アミン吸収法を用いて炭酸ガスの濃縮を行い、濃縮された炭酸ガスを系外に排出することで対応している。このアミン吸収法は大量の蒸気を必要とする。ちなみに図 7、図 8 に示す実施例においては燃料電池発電工程から発生する 70～90℃の温熱を利用して吸収式冷凍機を駆動し、発生した冷熱を炭酸ガス吸収工程に供給し、加熱源である蒸気 57 との温度差を大きくとることによって、炭酸ガス吸収装置での蒸気消費量をできるだけ抑制することもできる。いずれにしても炭酸ガス吸収装置で吸収すべき炭酸ガス量を低減できれば蒸気消費量を抑えることができる。即ち、図 8 に示すように炭酸ガスを含む第 2 再生器 C のオフガスを系外に排出することで、炭酸ガス吸収装置での蒸気消費量を抑制できるので、所内エネルギー消費率が低減できるのである。

【 0 0 7 8 】

従って本実施例においては、できるだけ多くの炭酸ガスを第 2 再生器オフガス 36 c とともに系外へ排出することが重要となる。その効果を最大にする方法はガス洗浄器 A の運転温度を極力下げることによってガス洗浄器における洗浄液への炭酸ガスの吸収能力を高め、かつ、第 1 再生器 B においてはできるだけ炭酸ガスの脱離放出を抑制しつつ飽和水蒸気を発生させる。そして第 2 再生器 C においてはできるだけ高い温度で運転するとともに再生用ガスとの気液接触を激しくして、炭酸ガスの脱離放出を促進するのがよい。第 1 再生器での炭酸ガス放出量を抑制する目的は、洗浄液中へ取り込まれた炭酸ガス量をできるだけ高めたままで、第 2 再生器にて一気に脱離放出させ、系外への炭酸ガス排出量をできるだけ多くするためである。従って、必要に応じて熱交換器を設け、洗浄液の加熱を行うのが良く、この加熱には熱回収工程で発生した蒸気または、熱回収工程で発生し、炭酸ガス吸収工程にて炭酸吸収液の加熱に利用された後の蒸気を利用するのが望ましい。

【 0 0 7 9 】

第 1 再生器の再生用ガスである純酸素、高濃度酸素は水蒸気を含まないで、ガス化剤としての水蒸気発生を目的とした場合の再生用ガスとしては誠に好適である。また第 2 再生器の再生用ガスである燃料電池酸素極オフガスは 75～90

℃程度の温度で、しかも燃料電池出口では飽和水蒸気を含んでいるので、そのまま再生用ガスとして用いた場合、第2再生器での新たな水蒸気発生はほとんど無く、従って冷却効果もほとんど無い。このことはできるだけ第2再生器の運転温度を高く保つ上では誠に有利である。当然ながら第2再生器における洗浄水（洗浄液）の冷却効果も高めたい場合には、酸素極オフガスを冷却して、含まれている水蒸気を凝縮させるのがよい。この凝縮水はほぼ純粋な水であるので、誠に利用価値が高く、様々な用途に利用できる。また、燃料電池酸素極オフガスが必要以上に圧力を有している場合は、アスピレータを設けて空気を吸い込み、再生用ガス量を増量し、再生効果を高めることもできる。

【0080】

図9は図8に示した実施例の2段再生式酸性ガス除去装置の具体的実施例を示す。図3もしくは図4に示したような2段再生式酸性ガス除去装置を用いてもよいが、図9に示すように第1再生器Bは気液接触を向流式とせず、完全混合型としている。なぜなら向流式の場合、再生器オフガス36bは第1再生器入口の洗浄液との平衡状態に従って水蒸気や炭酸ガスを同伴するが、第1再生器入口の洗浄液はガス洗浄器Aで加熱されかつたつぷりと炭酸ガスを吸収しているので、炭酸ガスを放出しやすく、ここで大量に炭酸ガスが放出されると、第2再生器での炭酸ガスの系外排出量が低下してしまい、「できるだけ多くの炭酸ガスを系外に排出する」という目的に反してしまうからである。

【0081】

図9のように第1再生器Bを完全混合式にすれば、オフガス36bは第1再生器出口の洗浄液との気液平衡に従う蒸気、炭酸ガスを同伴するだけなので、向流式の場合よりもオフガス36bに同伴される炭酸ガス量は少なく、第2再生器での系外排出量が増加する。

【0082】

図10は第1再生器Bでの蒸気発生量を確保しつつ炭酸ガス放出量を抑えることを目的とした2段再生式酸性ガス除去装置の実施例である。洗浄液40の一部のみを第1再生器Bに供給し、残りは直接第2再生器Cへ供給する。第1再生器には洗浄液を加熱する手段が設けられており、洗浄液の温度を上げて水蒸気の発

生を促進させる。同時に炭酸ガスも放出するが、本発明者らの試算によれば、図 8 に示すガス化燃料電池発電システムで約 13 MJ/kg の発熱量を持つ可燃物を原料とした場合、洗浄液循環量は約 150 t/h で、そのうちの約 1 % を第 1 再生器に導くだけで、ガス化工程のガス化剤として必要とする水蒸気量を賄うことができる。すなわち、99 % の炭酸ガスは高温のまま第 2 再生器へ供給されるので、炭酸ガスの系外排出が誠に容易になる。

【0083】

図 13 は本発明の実施例の一つで、洗浄液から積極的に水蒸気と炭酸ガスを回収してガス化剤として利用する場合の実施例である。本実施例では第 1 再生器のオフガス 36b をガス化工程のガス化剤として用いる。ガス化剤として用いるためにはオフガスの圧力が必要なので、第 1 再生器 B の気相部の圧力 P b を計測している。計測された圧力信号は圧力調節計 74 に送られ、圧力調節計 74 からは所定の圧力を維持するために再生ガス流量調節弁 38、及び加熱用蒸気流量調節弁 39 を調節するための操作信号を出力する。圧力 P b が所定の圧力よりも低下した場合は再生ガス流量調節弁 38、及び加熱用蒸気流量調節弁 39 を共に開ける操作を行ない、逆の場合は閉める操作を行う。

【0084】

第 1 再生器 B のガス洗浄器 A に対する相対的な鉛直方向位置は、ガス化剤として必要な圧力によって決定される。ガス化剤として必要な圧力が高ければ高いほど第 1 再生器 B はガス洗浄器 A に対して相対的に下方に配置される。第 1 再生器 B に流入した洗浄液は第 2 再生器 C に送られるが、第 2 再生器 C がガス洗浄器 A よりも相対的に低く配置されている場合は第 1 再生器 B 出口の洗浄液循環系路に循環用ポンプを設けなくても自然流下により第 2 再生器 C に流入させることができる。但し、P b の圧力が所定の圧力以下になると洗浄液が逆流する恐れがあるので、必要に応じて洗浄液循環系路に逆止弁を設けるなどの配慮が必要である。もちろん洗浄液循環用のポンプを設けても良い。また第 1 再生器 B へ流入する洗浄液量を抑制すべく洗浄液バイパス弁 19ac を有したバイパスラインを設けることによって、P b の制御を容易にしたり、加熱用蒸気の消費量を低減させることができる。また図 9、10 の実施例同様、第 1 再生器の形式を完全混合式とす

れば、第1再生器での炭酸ガス放出を抑制することができる。

【0085】

図9、図10、図13に示した2段再生式酸性ガス除去装置を採用することにより、図8に示したガス化燃料電池発電システムの高効率化が可能になる。

図8に示す実施例はあたかも炭酸ガス吸収装置を直列に2系統有しているようなシステムであると言える。このような応用の場合において、第2再生器の再生用ガスはとにかくオフガス36c中の炭酸ガス分圧を極力低下させられるガスが好ましく、できるだけ低温で炭酸ガス含有率が低く、かつ量が多い方が良い。

【0086】

本発明者らが見いだした本実施例における最適条件のうち、ガス化工程の運転圧力が常圧でガス洗浄器Aへの流入ガス温度が500℃、原料発熱量が約13MJ/kgの場合の最も効率の高い運転条件は、

ガス洗浄器A気相部圧力 P_a ：95～99kPa、洗浄液温度 T_{LAE} ：70～80℃、（場合によって80℃～95℃）

第1再生器B気相部圧力 P_b ：70～140kPa、洗浄液温度 T_{LBE} ：70～99℃

第2再生器C気相部圧力 P_c ：90～110kPa、洗浄液温度 T_{LCE} ：60～80℃

であった。

【0087】

図11は図8と同様に、本発明の2段再生式酸性ガス除去装置を用いたガス化燃料電池発電システムの第2の実施例である。以下特に説明のない部分は図8に示す実施例と同じであるという前提で説明する。本実施例はガス化工程に供給するガス化剤として炭酸ガス濃度が低く、できるだけ蒸気リッチなガスを要求する場合の実施例である。図8の実施例と異なり、第1再生器Bの再生用ガスとして燃料電池酸素極オフガスを用い、第2再生器Cの再生用ガスとしてガス化工程用酸化剤を用いる点である。燃料電池酸素極オフガスは75～90℃程度で飽和水蒸気を含むので、第1再生器の再生用ガスとして用いても蒸発潜熱を奪わないので、洗浄液を冷却する能力は小さいが、炭酸ガスは含まないので炭酸ガス脱離用

ガスとしての機能は高い。

【 0 0 8 8 】

従って、燃料電池酸素極オフガスを第 1 再生器の再生用ガスとして用い、第 1 再生器オフガスは系外に排気し、第 2 再生器には炭酸ガス脱離後の洗浄液が供給されるので、純酸素や高濃度酸素を再生用ガスとして供給し得られた第 2 再生器オフガス、即ちガス化工程へ供給するガス化剤と酸化剤の混合ガスに含まれる炭酸ガス濃度は図 8 の実施例の場合に比べて著しく低い。しかも第 1 再生器において洗浄水（洗浄液）の温度降下は非常に小さいので、第 2 再生器における蒸気発生能力は低下しておらず、ガス化工程のガス化剤としてあまり炭酸ガスを供給したくない場合には誠に好都合である。もちろん蒸気発生量が不足する場合は蒸気等で第 2 再生器中の洗浄液を加熱しても良い。

【 0 0 8 9 】

本実施例における本発明の第 1 再生器及び第 2 再生器の具体的実施形態は図 3、図 4 に示すような向流式の再生器で良いが、蒸気等で第 2 再生器中の洗浄液を加熱する場合は、図 1 2 に示すように、第 1 再生器 B から第 2 再生器 C をバイパスしてガス洗浄器 A へ流入するライン 4 0 b を設け、第 2 再生器への洗浄液流入量を調節し、できるだけ少ない加熱熱量で第 2 再生器内の洗浄液温度を高められるようにするのがよい。第 2 再生器の洗浄液加熱用伝熱管 4 8 は滞留している洗浄液内のできるだけ上方に配置する。少なくとも洗浄液流下管 1 2 c の下端部よりも上部に設置する。このように配置することによって滞留洗浄水（洗浄液）の対流を抑制できるので、固形分の沈殿が阻害されない。

【 0 0 9 0 】

本発明者らが見いだした本実施例における最適条件のうち、ガス化工程の運転圧力が常圧でガス洗浄器 A への流入ガス温度が 5 0 0 ℃、原料発熱量が約 1 3 M J / k g の場合の最も効率の高い運転条件は、

ガス洗浄器 A 気相部圧力 P_a : 9 5 ~ 9 9 k P a、洗浄液温度 $T_{L A E}$: 7 0 ~ 8 0 ℃、（場合によって 8 0 ℃ ~ 9 5 ℃）

第 1 再生器 B 気相部圧力 P_b : 9 0 ~ 1 1 0 k P a、洗浄液温度 $T_{L B E}$: 6 0 ~ 8 0 ℃

第 2 再生器 C 気相部圧力 P_c : 70 ~ 140 kPa、洗浄液温度 T_{LCE} : 70 ~ 99℃
であった。

【0091】

図 1.4 は本発明の第 3 の実施形態で、ガス洗浄器を第 1 ガス洗浄部 A' 及び第 2 ガス洗浄部 A 2 の 2 段と、洗浄液再生器を第 1 再生器 B および第 2 再生器 C の 2 段で行うことによって洗浄液のアルカリ再生機能と共に、被洗浄ガスの酸性ガス除去機能をさらに高めた場合の実施例を示すものである。ここで、第 1 ガス洗浄部 A' に供給された被洗浄ガス 30 と第 1 洗浄液 82 b とが対向流で接触し、被洗浄ガス 30 が第 1 洗浄液 82 b によって冷却されると共に被洗浄ガス 30 中の塩化水素等の強酸性ガスが第 1 洗浄液中 82 b に吸収され、被洗浄ガス中のダスト成分も第 1 洗浄液 82 b に取り込まれる。次いで、第 1 ガス洗浄部 A' から第 2 ガス洗浄部 A 2 に導かれた被洗浄ガスと第 2 洗浄液 82 c とが対向流で接触し被洗浄ガスが第 2 洗浄液 82 c によってさらに冷却され過飽和状態の水蒸気が凝縮すると共に、被洗浄ガス中の炭酸ガスと硫化水素等の弱酸性ガスが第 2 洗浄液 82 c に吸収される。これにより、第 2 ガス洗浄部 A 2 から得られた被洗浄ガス 31 はアルカリ溶液への溶解度が小さい一酸化炭素、水素、飽和状態の水蒸気、そしてアルカリ溶液中に溶解しきれなかった炭酸ガスを主成分とした清浄なガスになる。

【0092】

一方、塩化水素等の強酸性ガスを吸収し、そして温度が上昇した第 1 洗浄液 82 b は気液分離器 3 a を経て第 1 再生器 B に送られ、第 1 再生器 B 内で被洗浄ガスとは成分の異なりかつ酸素を含む第 1 再生用ガス 35 b、例えば富化酸素ガスと接触し、第 1 再生器 B 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生する。

例えば、第 1 再生器 B が大気圧 (約 0.1 MPa (1 bar))、80℃で運転された場合、第 1 再生器から排出される第 1 再生器オフガス 36 b には 47% の水蒸気が同伴する。同時に、第 1 洗浄液 82 b は蒸発潜熱を奪われ冷却される。もちろん第 1 再生用ガス 35 b が第 1 再生器 B 内の飽和水蒸気圧以上の水蒸気を同伴しているような場合は、再生器での水分蒸発はなく、第 1 再生器 B での第

1 洗浄液冷却は行われたい。従って、第 1 再生用ガス 3 5 b としては含有水蒸気が少ないほど、即ち露点が高いほど好ましい。

【 0 0 9 3 】

また、第 1 洗浄液 8 2 b は第 1 ガス洗浄部 A' にて強酸性ガスを吸収するので pH が低下し、そして、第 1 洗浄液再生器 B にて水分が蒸発するので、第 1 アルカリ剤と水を補給する必要がある。さらに、被洗浄ガスにダストが含まれていて該ダストが第 1 洗浄液 8 2 b に取込まれた場合は第 1 洗浄液 8 2 b からダストを固液分離することが必要である。本発明では第 1 洗浄液の循環経路に薬剤添加装置と濾過装置とをそれぞれ設け、第 1 アルカリ剤と該アルカリ剤希釈水としての水を添加して第 1 洗浄液 8 2 b を pH 調整し、そして第 1 洗浄液 8 2 b の全部又は 1 部を常時濾過して固形分を除去する。用いるアルカリ剤としてアルカリ性物質であれば何でもよいが、水酸化ナトリウム又は水酸化カリウムが好適である。調整する第 1 洗浄液 8 2 b の pH、即ち第 1 ガス洗浄部 A' 入口における第 1 洗浄液 8 2 b の pH は pH 4 以上であれば塩化水素ガスを吸収する能力をもつのでよいが、pH 11 以上になると強酸性ガスの他に炭酸ガスをも吸収するようになるので第 1 アルカリ剤消費量が増大し好ましくない。従って第 1 ガス洗浄部 A' 入口における第 1 洗浄液 8 2 b の pH は pH 4 ~ 11 の範囲が好ましく、さらに pH 5 ~ 10 の範囲がより好ましい。なお、第 1 アルカリ剤と前記強酸性ガスが中和反応して生成した塩類が第 1 洗浄液 8 2 b に徐々に蓄積するが、塩類の過度濃縮による弊害を防止するために第 1 洗浄液の一部を常時ブローする必要がある。

【 0 0 9 4 】

一方、飽和状態の水蒸気を同伴した第 1 再生器オフガス 3 6 b は、前述した可燃物ガス化のためのガス化剤希釈用ガスとして用いることができる。また第 1 再生用ガス 3 5 b として富化酸素ガスや P S A 酸素（圧力スイング法によって製造される富化酸素）を用いた場合は、第 1 再生器オフガス 3 6 b をそのままガス化剤として利用することもできる。

第 1 洗浄液 8 2 b の温度については、第 1 ガス洗浄部の洗浄液出口での第 1 洗浄液温度 T_{1out} が沸点以下 20℃ 以内であればよく、沸点以下 10℃ 以内で

あればなお好ましく、沸点以下 5℃ 以内であればさらに好ましい。また、第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第 1 洗浄液温度 $T_{1\text{ in}}$ が前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液出口での第 1 洗浄液温度 $T_{1\text{ out}}$ 以下 20℃ 以内であればよいが、被洗浄ガス中の水蒸気の飽和温度以下 5℃ 以内であればなお好ましい。

【0095】

なお、第 1 洗浄液 8 2 b の循環流量は前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液の出口及び入口での第 1 洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第 1 再生器 B から引抜かれた第 1 洗浄液 8 2 b は気液分離器 3 b を経て第 1 ガス洗浄部 A' に返送される。

また、硫化水素等の弱酸性ガス及び炭酸ガスを吸収し、そして水蒸気が凝縮して温度が上昇した第 2 洗浄液 8 2 c は気液分離器 3 c を経て第 2 再生器 C に送られ、第 2 再生器 C 内で被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 再生用ガス 3 5 c、例えば空気や燃料電池オフガスと接触し、第 2 再生器 C 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生すると共に、脱炭酸しアルカリ再生が行われる。

【0096】

本発明では第 2 洗浄液 8 2 c の循環経路に薬剤添加装置を設け、硫化水素等の還元性酸性ガスの吸収量に応じて第 2 洗浄液 8 2 c に酸化剤を適量添加することができる。また、第 2 洗浄液 8 2 c の pH としては 7 以上で 12 以下が好ましい。用いる第 2 のアルカリ剤及び酸化剤については第 1 実施形態で述べたアルカリ剤及び酸化剤と同様である。

一方、脱離した炭酸ガス及び飽和状態の水蒸気を同伴した第 2 再生器オフガス 3 6 c は、凝縮器 8 0 c 及び凝縮水分離器 8 1 c を経て排出される。なお、凝縮水分離器 8 1 c で回収された凝縮水は第 1 アルカリ剤の希釈水又は第 1 洗浄液 8 2 b の希釈水として系内に戻すことができる。

第 2 洗浄液 8 2 c の温度については、第 2 ガス洗浄部 A 2 の洗浄液出口での第 2 洗浄液温度 $T_{2\text{ out}}$ が前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第 1 洗浄液温度 $T_{1\text{ in}}$ 以下 20℃ 以内、好ましくは第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第 1 洗浄液温度 $T_{1\text{ in}}$ 以下 10℃ 以内であるのがよい。また、第 2 ガス洗浄部

A 2 の洗浄液入口での第 2 洗浄液温度 T_{2in} が前記第 2 ガス洗浄部 A 2 の洗浄液出口での第 2 洗浄液温度 T_{2out} より 5°C 以上、好ましくは 10°C 以上、更に好ましくは 20°C 以上低い温度であるのがよい。

【0097】

なお、第 2 洗浄液 8 2 c の循環流量は前記第 2 ガス洗浄部 A 2 の洗浄液の出口及び入口での第 2 洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第 2 再生器 C から引抜かれた第 2 洗浄液 8 2 c は気液分離器 3 d を経て第 2 ガス洗浄部 A 2 に返送される。なお、第 2 再生器 C 出口の第 2 洗浄液温度が所定の第 2 ガス洗浄部入口での第 2 洗浄液温度より高い場合は、循環経路に冷却装置を設けることによって温度を調節する。

なお、本実施形態によって得られた洗浄後被洗浄ガス 3 1 を脱硫工程と一酸化炭素変成工程と一酸化炭素選択酸化工程と炭酸ガス吸収工程とメタン化工程と水素吸蔵合金による水素精製工程と水素精製 P S A 工程の内ある一つの工程、又はこれら工程の任意の組み合わせにより処理して水素ガスを製造し、そして製造した水素ガスを燃料電池発電工程に供給して発電することができる。

【0098】

図 1 5 は図 1 4 に示した本発明における第 3 の実施形態の、他の具体的実施例を示すものである。ガス洗浄器 A 内は集液板 8 5 で仕切られており、集液板の下側が第 1 ガス洗浄部 A'、上側が第 2 ガス洗浄部 A 2 である。集液板 8 5 は第 1 ガス洗浄部 A' からの被洗浄ガスは流通できるが、洗浄液が第 2 ガス洗浄部 A 2 から第 1 ガス洗浄部 A' へ流下することは防止できるような構造になっている。

従って、第 1 ガス洗浄部 A' と第 1 再生器 B との間を第 1 ガス洗浄液 8 2 b が、また、第 2 ガス洗浄器 A 2 と第 2 再生器 C との間を第 1 ガス洗浄液 8 2 c が互いに独立して循環している。他の説明は図 1 3 と同様である。

【0099】

【発明の効果】

以上説明したように、本発明の酸性ガス洗浄装置及び方法によれば、湿式スクラバの低温排熱を有効に利用して、水蒸気を発生させることと炭酸ガスを吸収分

離することによって、エネルギー効率を高めるだけでなく、湿式スクラバの酸性ガス除去性能を飛躍的に向上させることができる。また本発明によれば、上述の利点を有した上記酸性ガス洗浄装置とガス化装置とを組み合わせた可燃物のガス化システムおよび上記酸性ガス洗浄装置と焼却装置とを組み合わせた可燃物の焼却システムを構築することができる。さらに可燃物のガス化システムと燃料電池とを組み合わせた可燃物のガス化燃料電池発電システムを構築することができる。

【図面の簡単な説明】

【図 1】

本発明の基本的な実施例を示した図である。

【図 2】

本発明の機器構成を簡素化した改良型実施例を示す図である。

【図 3】

本発明の基本的な実施例で、再生器を 2 段に設けた場合の実施例を示した図である。

【図 4】

本発明の再生器を 2 段に設けた場合の改良型実施例を示す図である。

【図 5】

本発明を利用した可燃物のガス化システムの第 1 の実施例を示す図である。

【図 6】

本発明を利用した可燃物のガス化システムで再生器を 2 段に設けた場合の実施例を示す図である。

【図 7】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 1 実施例を示す図である。

【図 8】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例を示す図である。

【図 9】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例における、本発明の第 1 具体的実施形態を示す図である。

【図 1 0】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例における、本発明の第 2 の具体的実施形態を示す図である。

【図 1 1】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 3 実施例を示す図である。

【図 1 2】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 3 実施例における、本発明の具体的実施形態を示す図である。

【図 1 3】

本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例における、本発明の第 3 の具体的実施形態を示す図である。

【図 1 4】

本発明の基本的な実施例で、洗浄器及び再生器をそれぞれ 2 段に設けた場合の実施例を示した図である。

【図 1 5】

本発明の第 3 実施例で、洗浄器及び再生器をそれぞれ 2 段に設けた場合の具体的な実施形態を示す図である。

【符号の説明】

1	可燃物、原料
3 a, 3 b, 3 c, 3 d	気液分離器
4 a, 4 b, 4 c, 4 d	洗浄液循環ポンプ
5 a, 5 b, 5 c	接触促進用充填剤
6 a, 6 b, 6 c	ミストセパレータ
7	乾式集塵器
8	沈殿槽
9 a, 9 b, 9 c	廃液スラッジ

- 10 a, 10 b, 10 c 補給液調節弁
- 11 a, 11 b, 11 c 集液板
- 12 a, 12 b, 12 c 流下管
- 13 a, 13 b, 13 c せき
- 15 a, 15 b, 15 c アルカリ補充量調節弁
- 16 a, 16 b, 16 c, 16 d 気液分離器レベル調節弁
- 17 a, 17 b, 17 c 廃液調節弁
- 18 a, 18 b, 18 c 洗浄液レベル調節弁
- 19, 19 a c 洗浄液循環流量調節弁
- 20 エゼクタ
- 30 被洗浄ガス
- 31 洗浄後の被洗浄ガス
- 32 a, 32 b, 32 c 脱離ガス
- 35, 35 b, 35 c 再生用ガス
- 36, 36 b, 36 c 再生器オフガス
- 38 再生用ガス流量調節弁
- 39 洗浄液加熱用蒸気流量調節弁
- 40 ガス洗浄液
- 41 a, 41 b, 41 c 補給洗浄液
- 42 a, 42 b, 42 c ガス洗浄廃液
- 45 a, 45 b, 45 c 補給液
- 46 補充用アルカリ剤
- 47 a, 47 b, 47 c 廃液
- 50 ガス化工程用酸化剤
- 51 燃料電池用酸化剤
- 53 空気
- 55 燃料電池カソードオフガス
- 56 燃料電池アノードオフガス
- 57 高圧蒸気

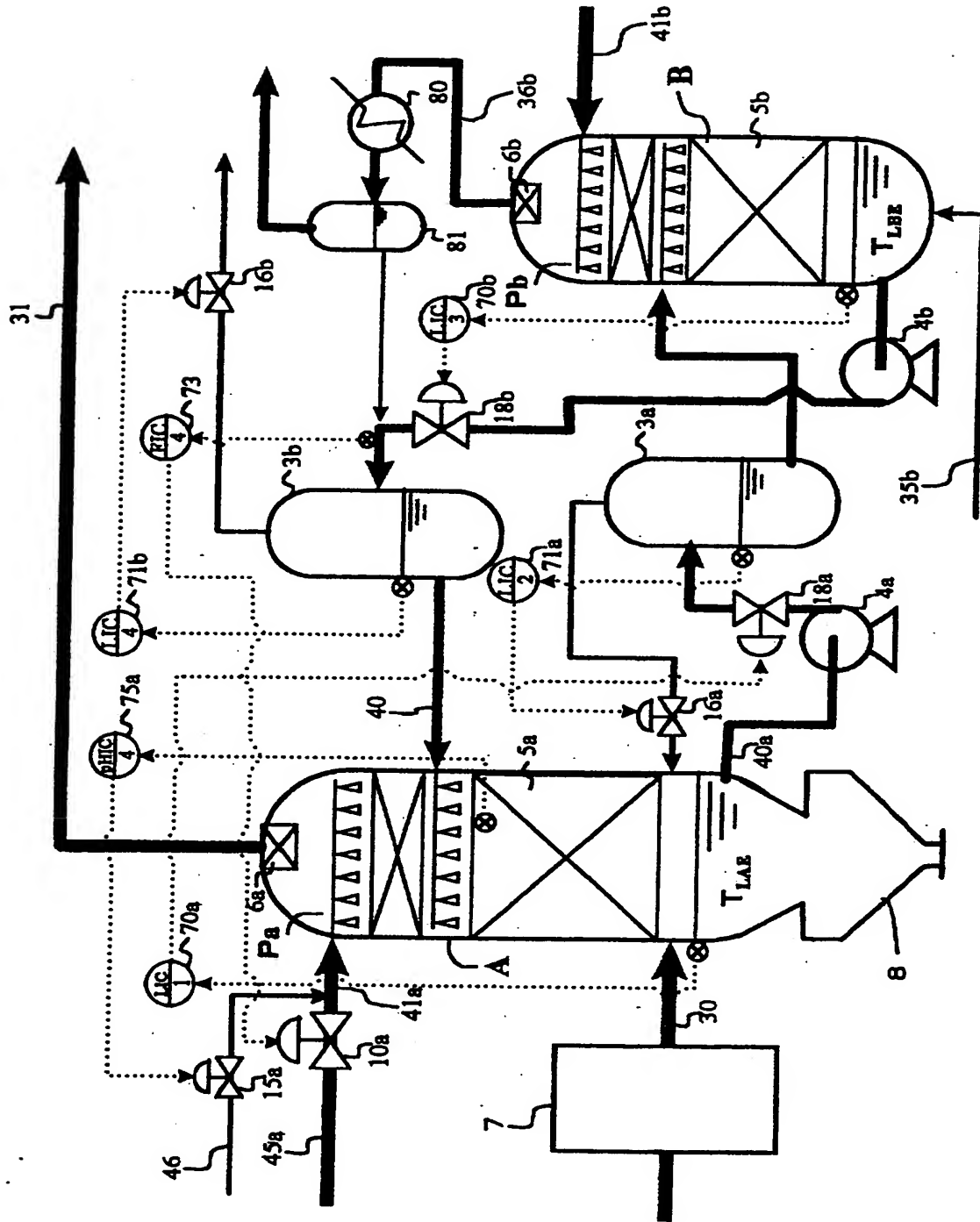
5 8	飽和水
5 9	低圧蒸気
6 0	凝縮水
6 1	純水
6 5	純水素ガス
6 6	純炭酸ガス
6 7	水素精製・昇圧装置オフガス
6 8	メタンガス
7 0 a, 7 0 b, 7 0 c	レベル調節計
7 1 a, 7 1 b, 7 1 c	レベル調節計
7 3	流量調節計
7 4	圧力調節計
7 5 a, 7 5 b, 7 5 c	p H調節計
8 0 b, 8 0 c	凝縮器
8 1 b, 8 1 c	凝縮水分離器
8 2 b	第 1 洗浄液
8 2 c	第 2 洗浄液
1 1 0	ガス化工程
1 1 2	低温ガス化炉
1 1 4	高温ガス化炉
1 2 0	熱回収工程
1 2 1	高温熱交換器
1 2 2	熱回収ボイラ
1 2 5	蒸気タービン
1 3 0	生成ガス前処理工程
1 3 5	ガス圧縮機 (1)
1 4 0	水素製造工程
1 4 1	脱硫装置
1 4 2	変成装置

- 1 4 5 ガス圧縮機 (2)
- 1 4 6 選択酸化装置
- 1 4 7 炭酸ガス吸収装置
- 1 4 8 メタン化反応装置
- 1 4 9 水素精製・昇圧装置
- 1 6 0 燃料電池発電工程
- 1 7 0 メタン吸収装置
- 2 1 0 廃水処理工程
 - A ガス洗浄器
 - A' 第 1 ガス洗浄部
 - A 1 ガス洗浄器気固液分離部
 - A 2 第 2 ガス洗浄部
 - B 第 1 再生器 (再生器)
 - B 1 第 1 再生器気固液分離部
 - C 第 2 再生器
 - C 1 第 2 再生器気固液分離部
 - T_{LA I} ガス洗浄器供給洗浄液温度
 - T_{LA E} ガス洗浄器下部滞留洗浄液温度
 - T_{LB I} 第 1 再生器供給洗浄液温度
 - T_{LB E} 第 1 再生器下部滞留洗浄液温度
 - T_{LC I} 第 2 再生器供給洗浄液温度
 - T_{LC E} 第 2 再生器下部滞留洗浄液温度
 - T_{1 out} 第 1 洗浄部洗浄液出口における第 1 洗浄液温度
 - T_{1 in} 第 1 洗浄部洗浄液入口における第 1 洗浄液温度
 - T_{2 out} 第 2 洗浄部洗浄液出口における第 2 洗浄液温度
 - T_{2 in} 第 2 洗浄部洗浄液入口における第 2 洗浄液温度
 - P a ガス洗浄器内気相部圧力
 - P b 第 1 再生器内気相部圧力
 - P c 第 2 再生器内気相部圧力

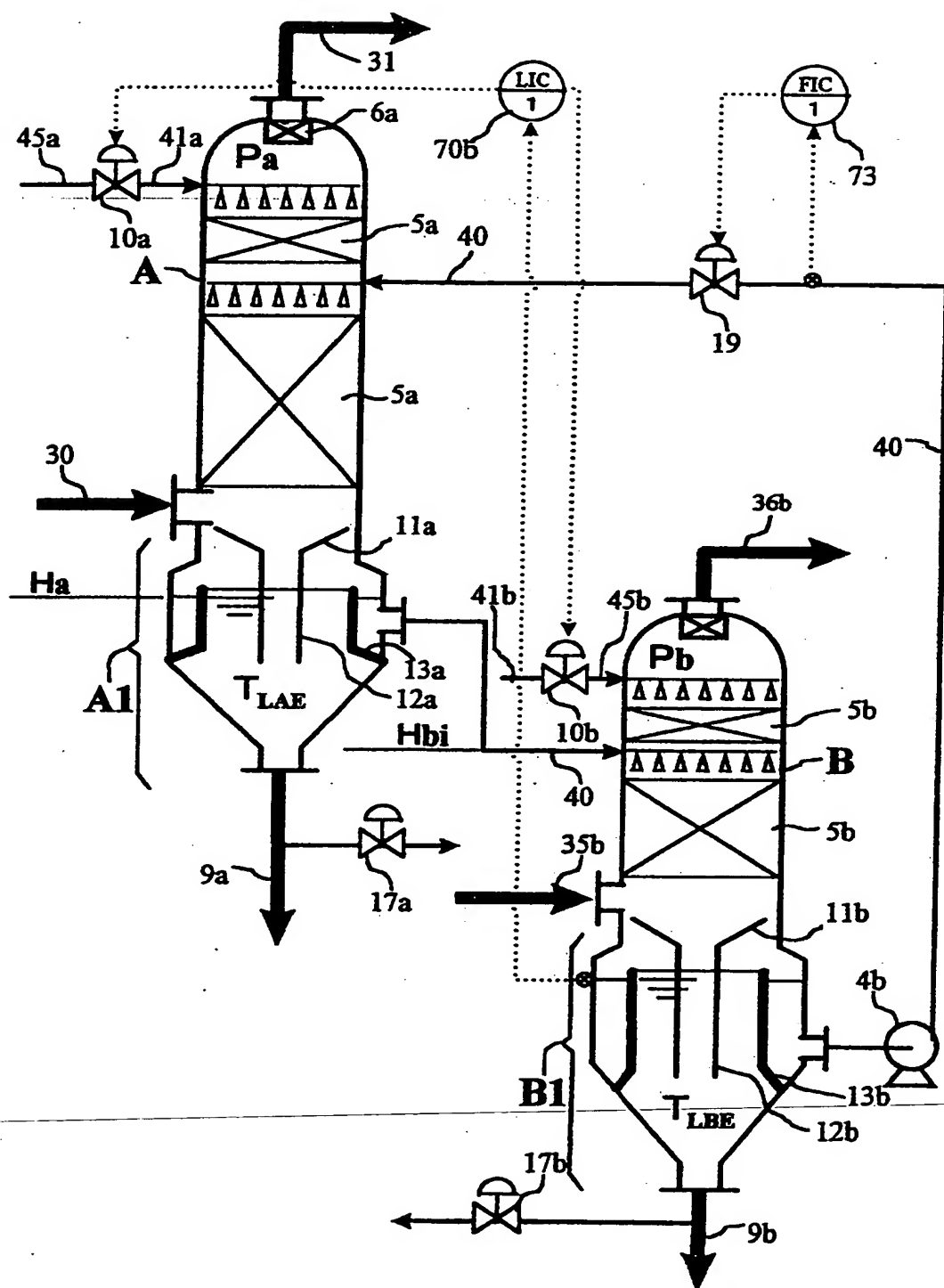
特平 1 1 - 3 4 5 2 7 1

【書類名】 図面

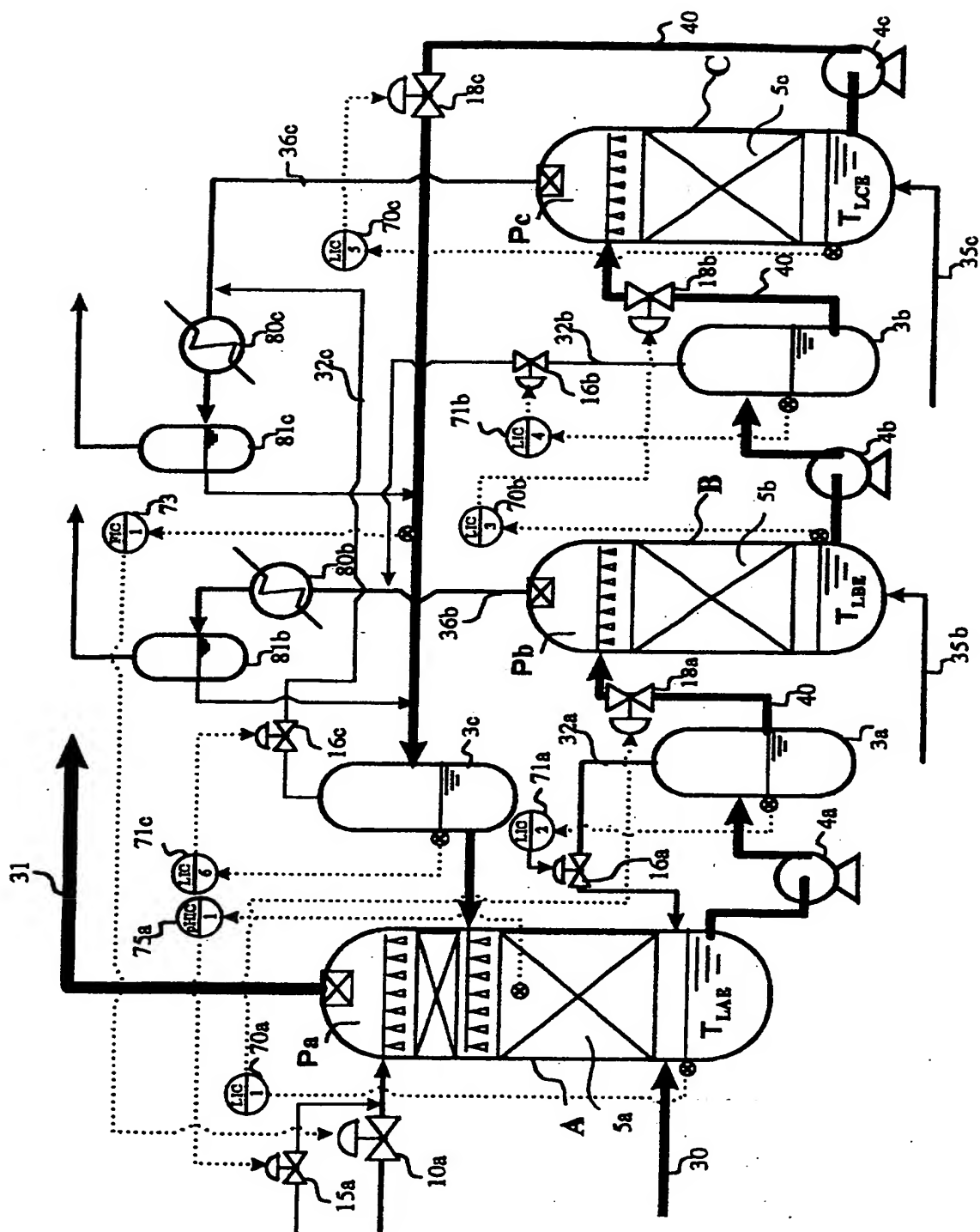
【図 1】



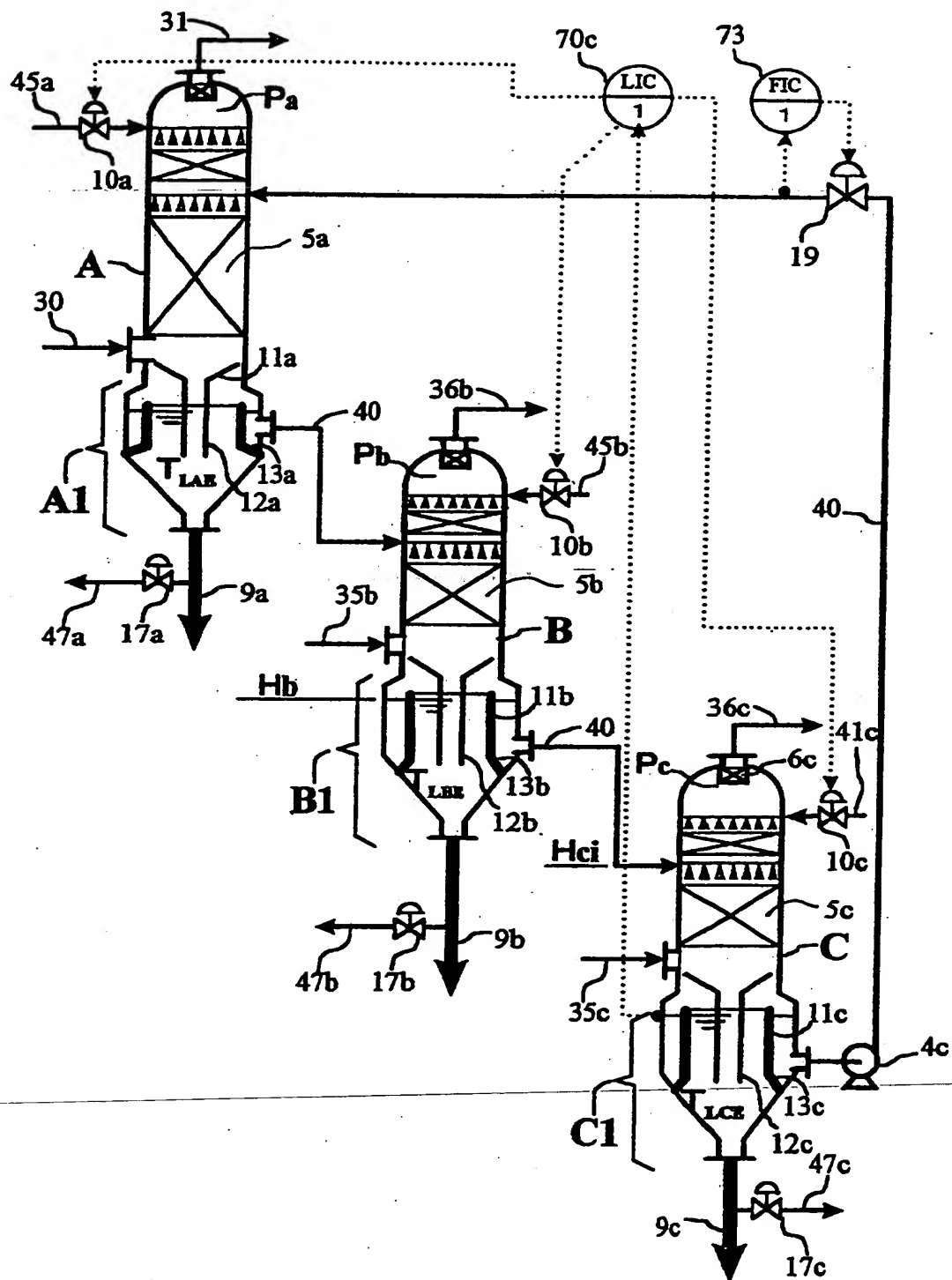
【図 2】



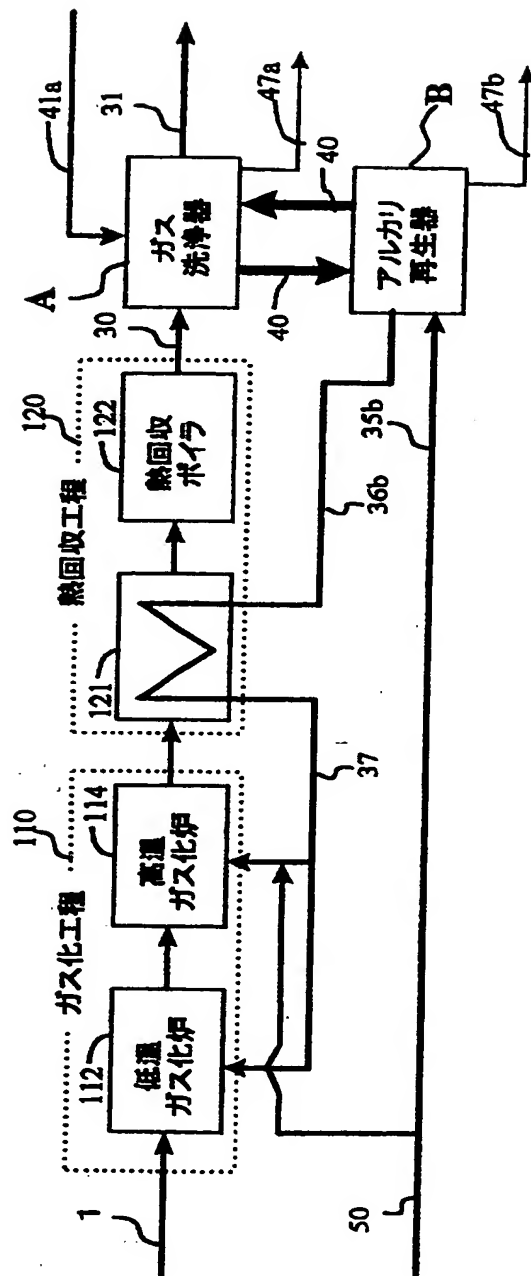
【図 3】



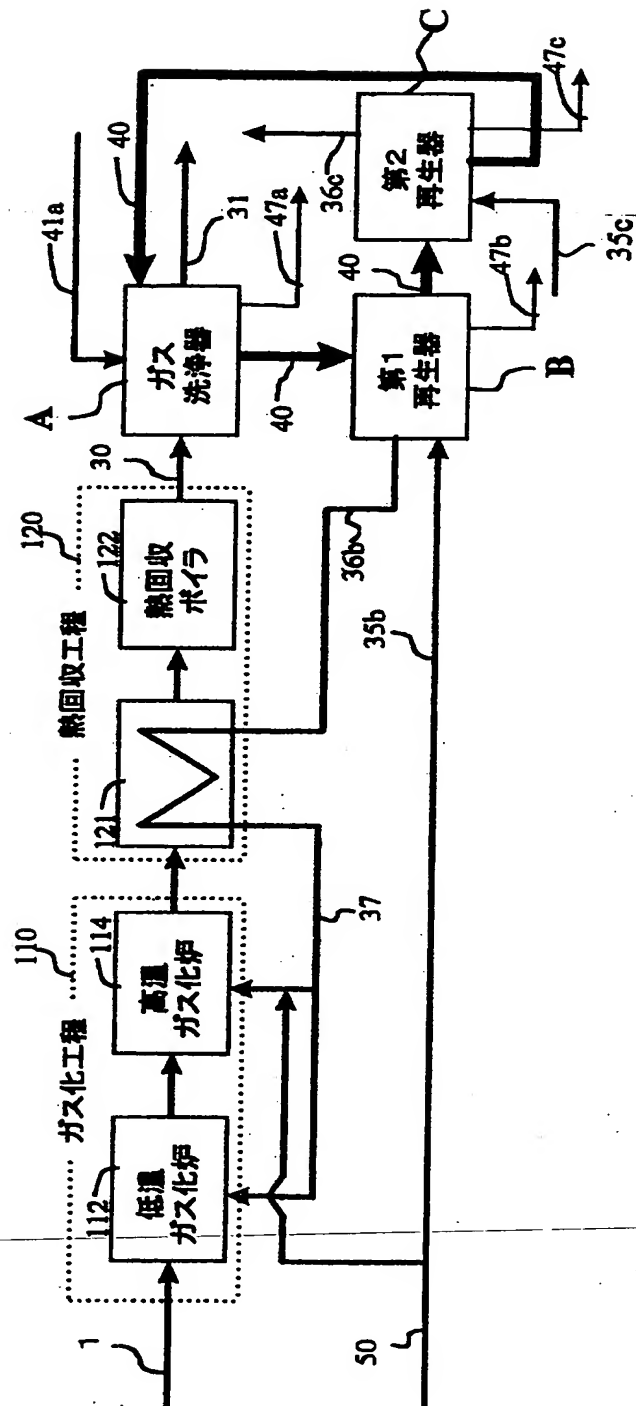
【図4】



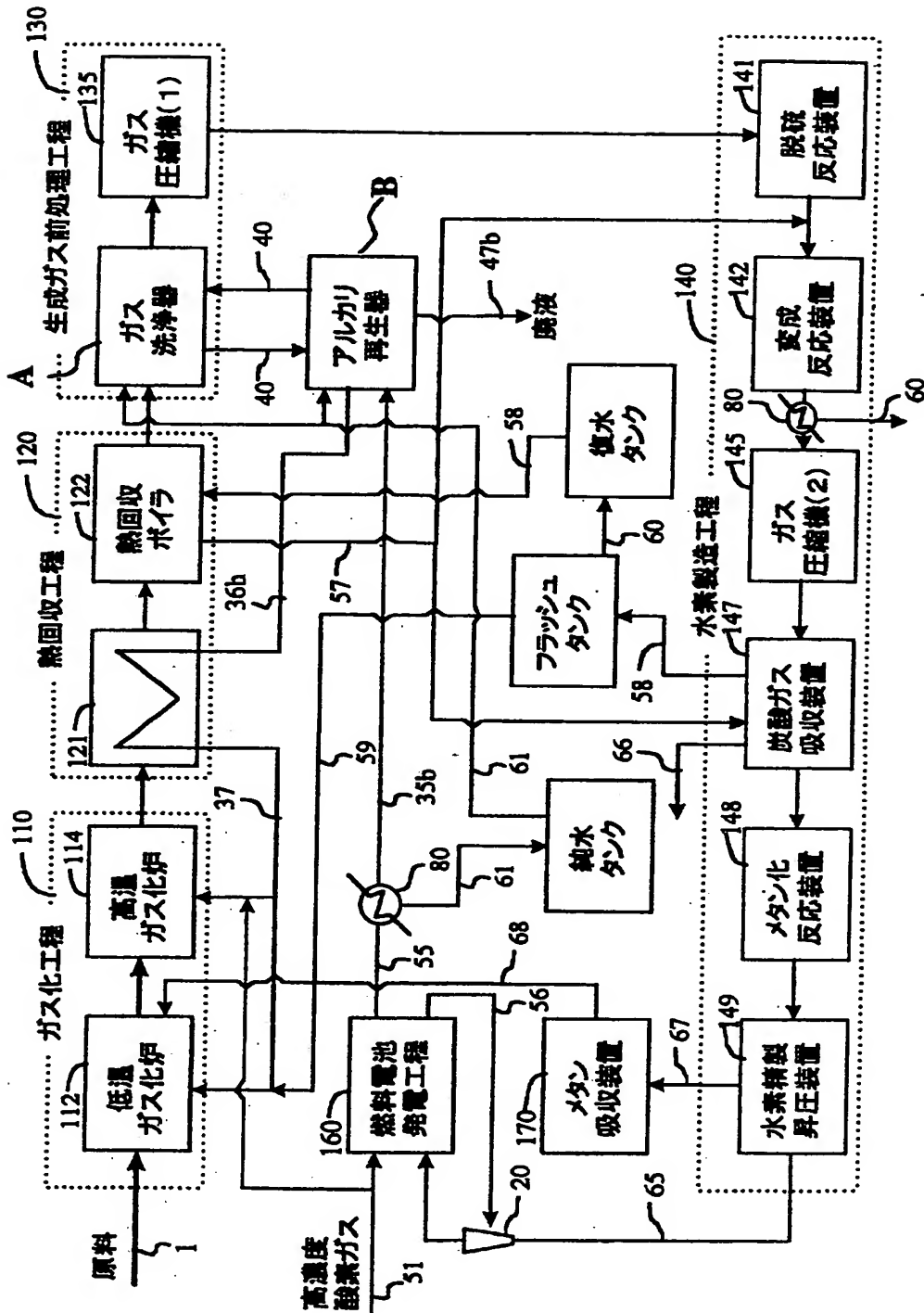
【図 5】



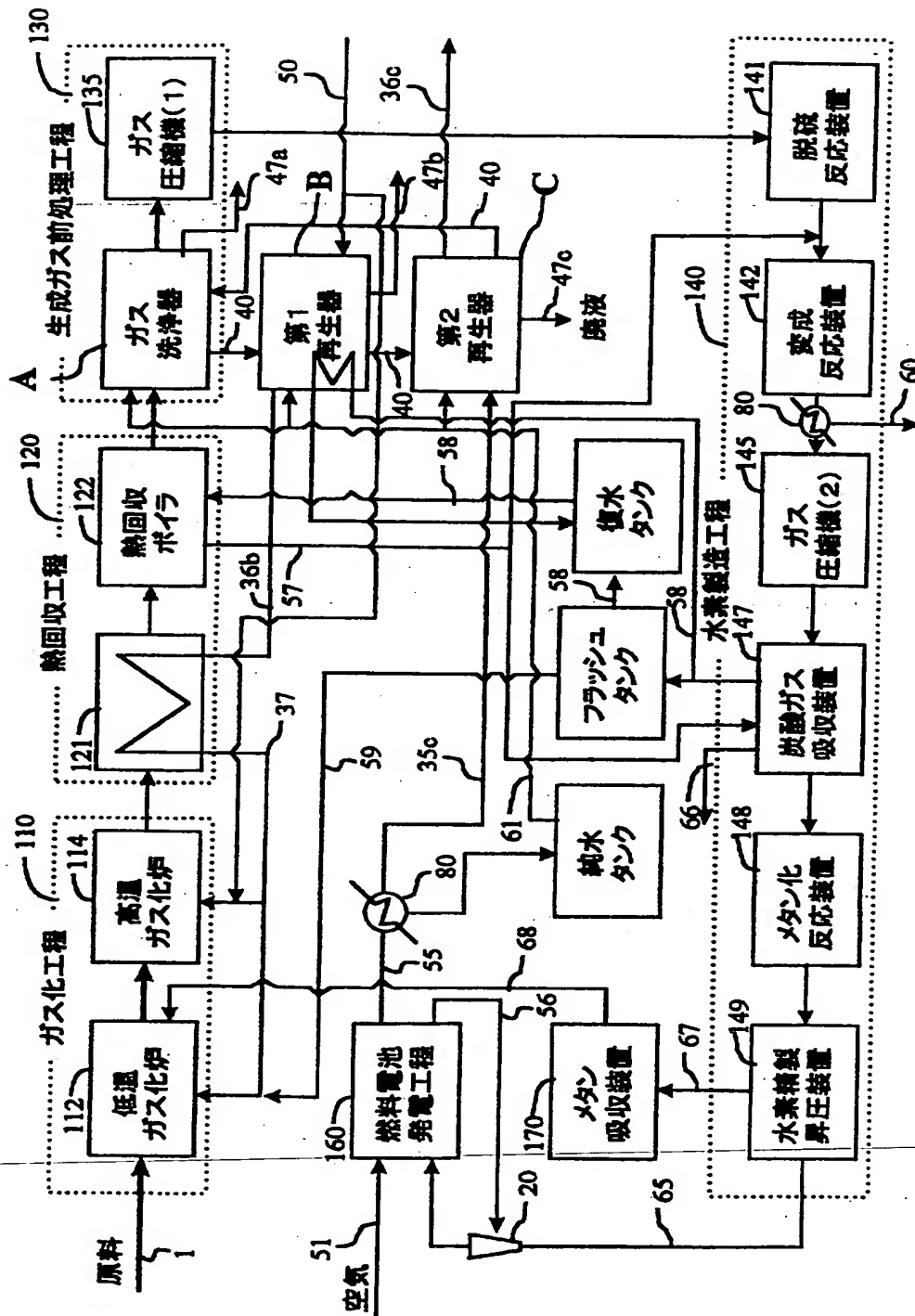
【图 6】



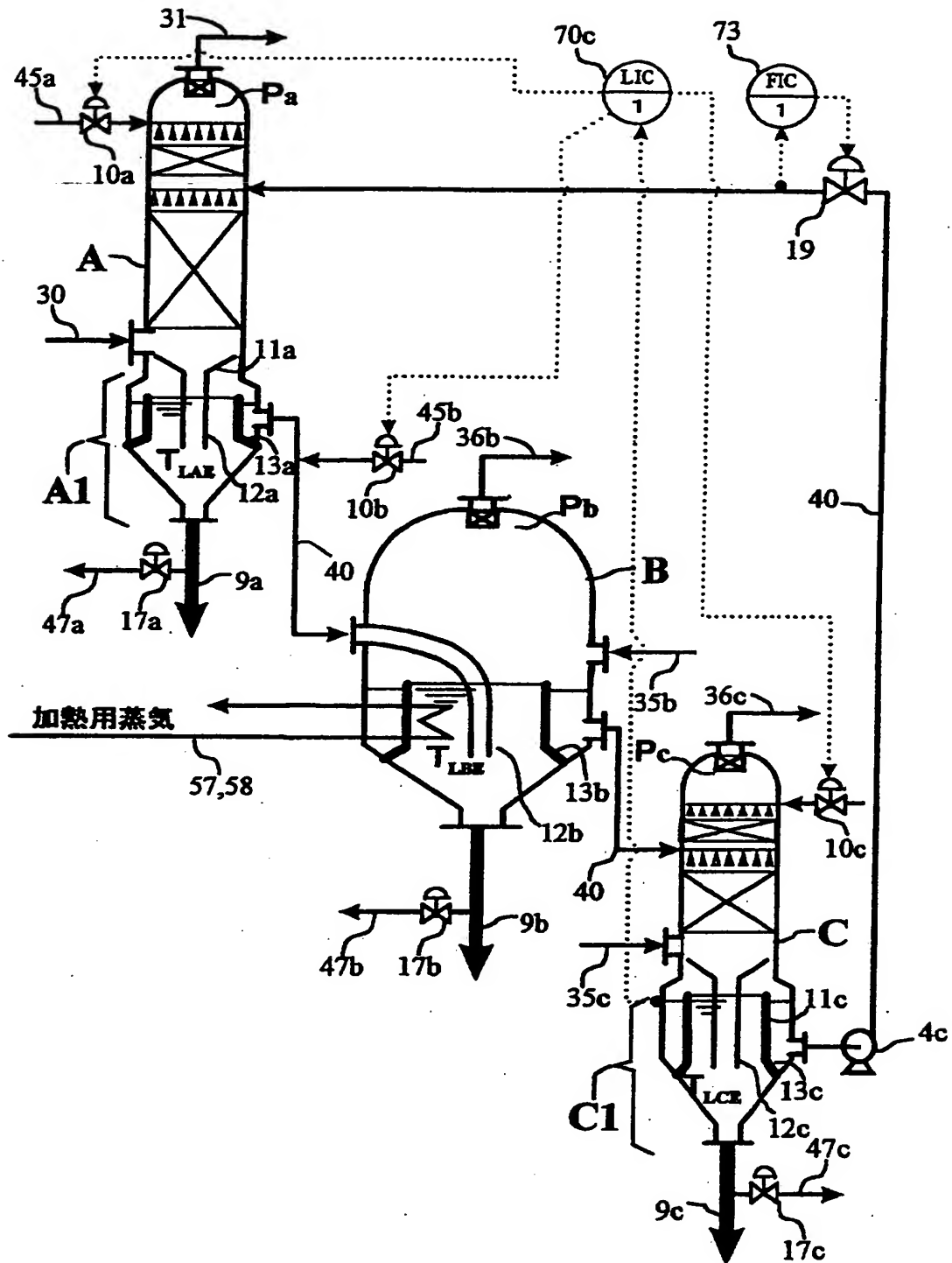
【図 7】



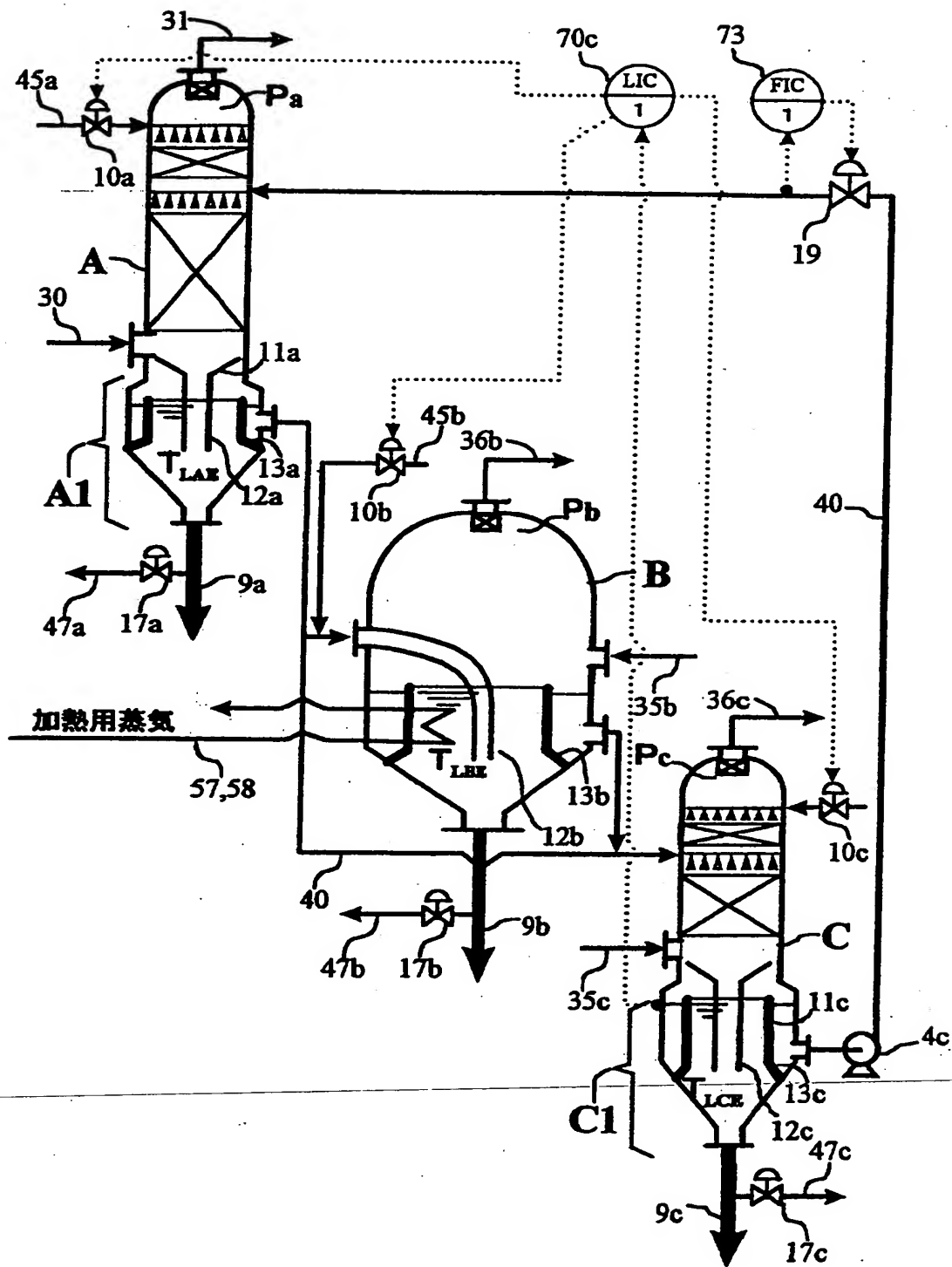
【図 8】



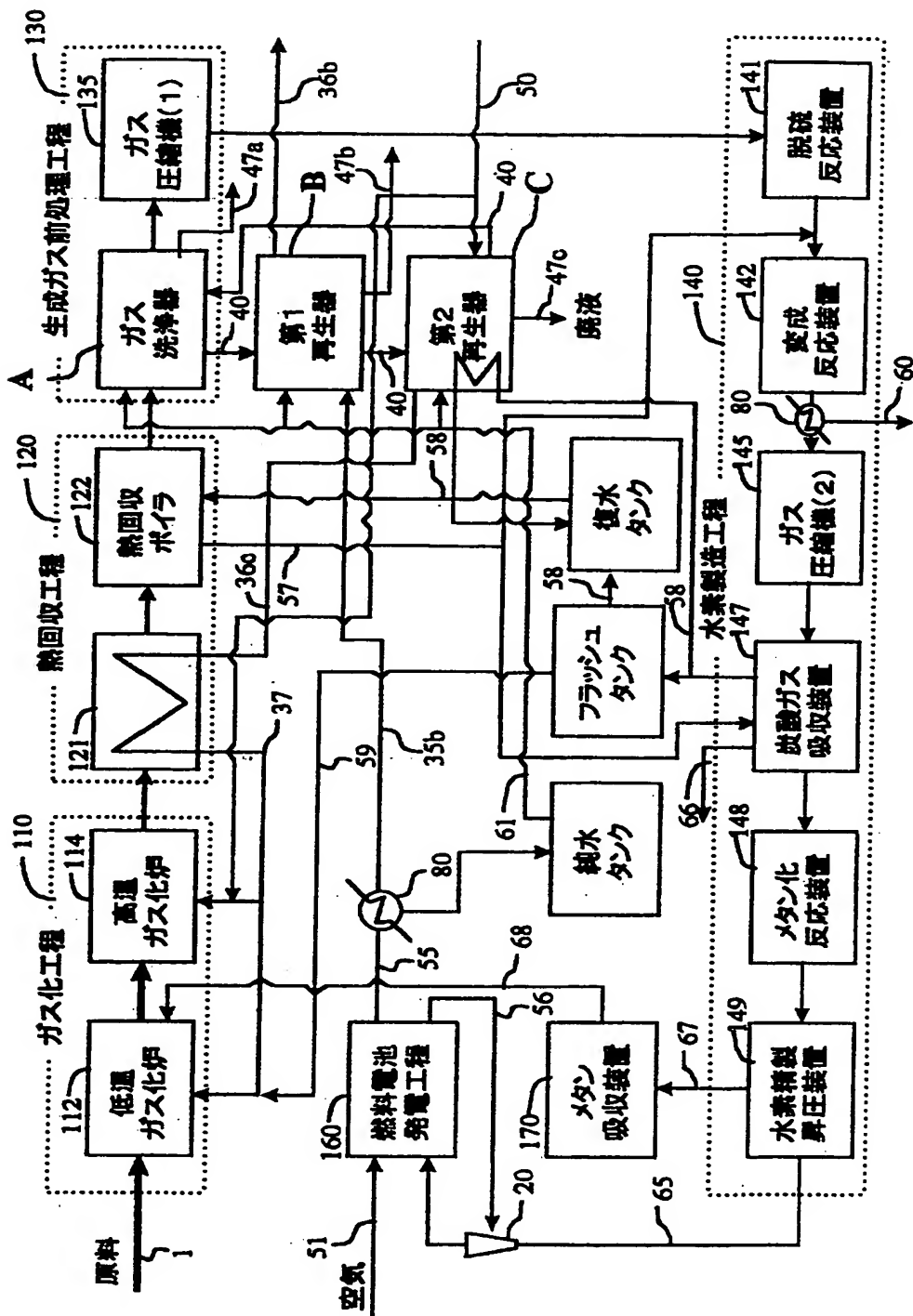
【図 9】



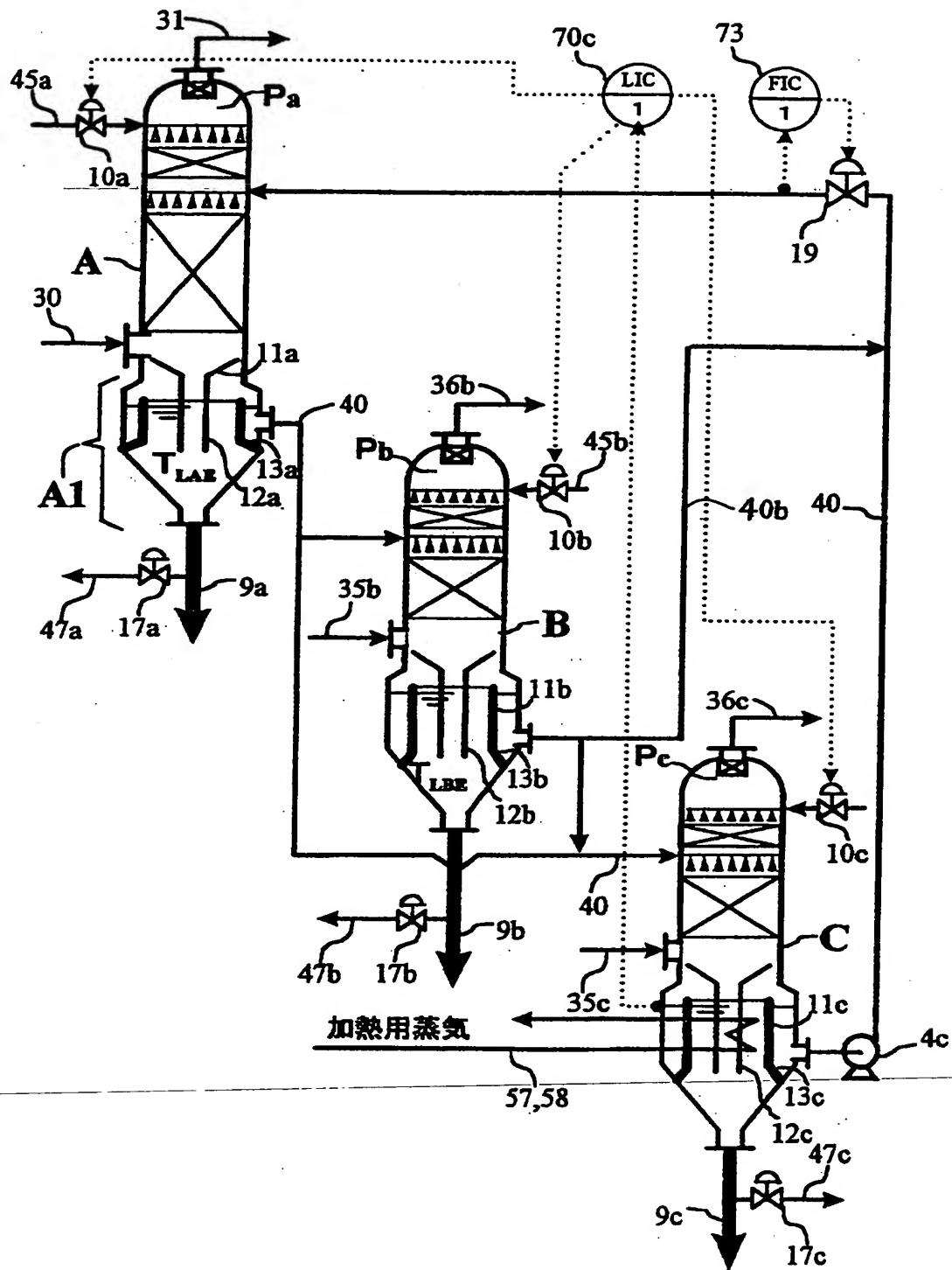
【図 10】



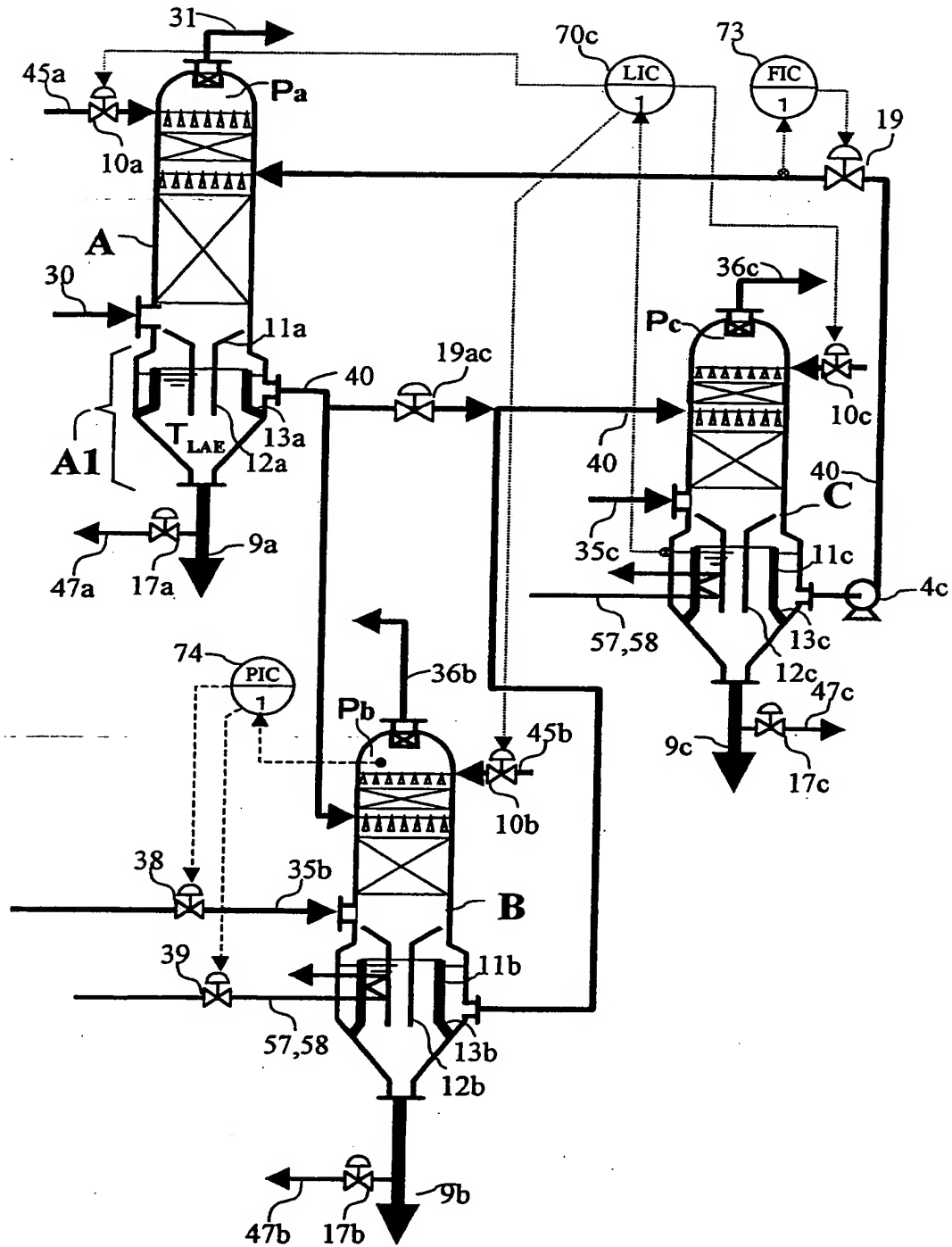
【図 11】



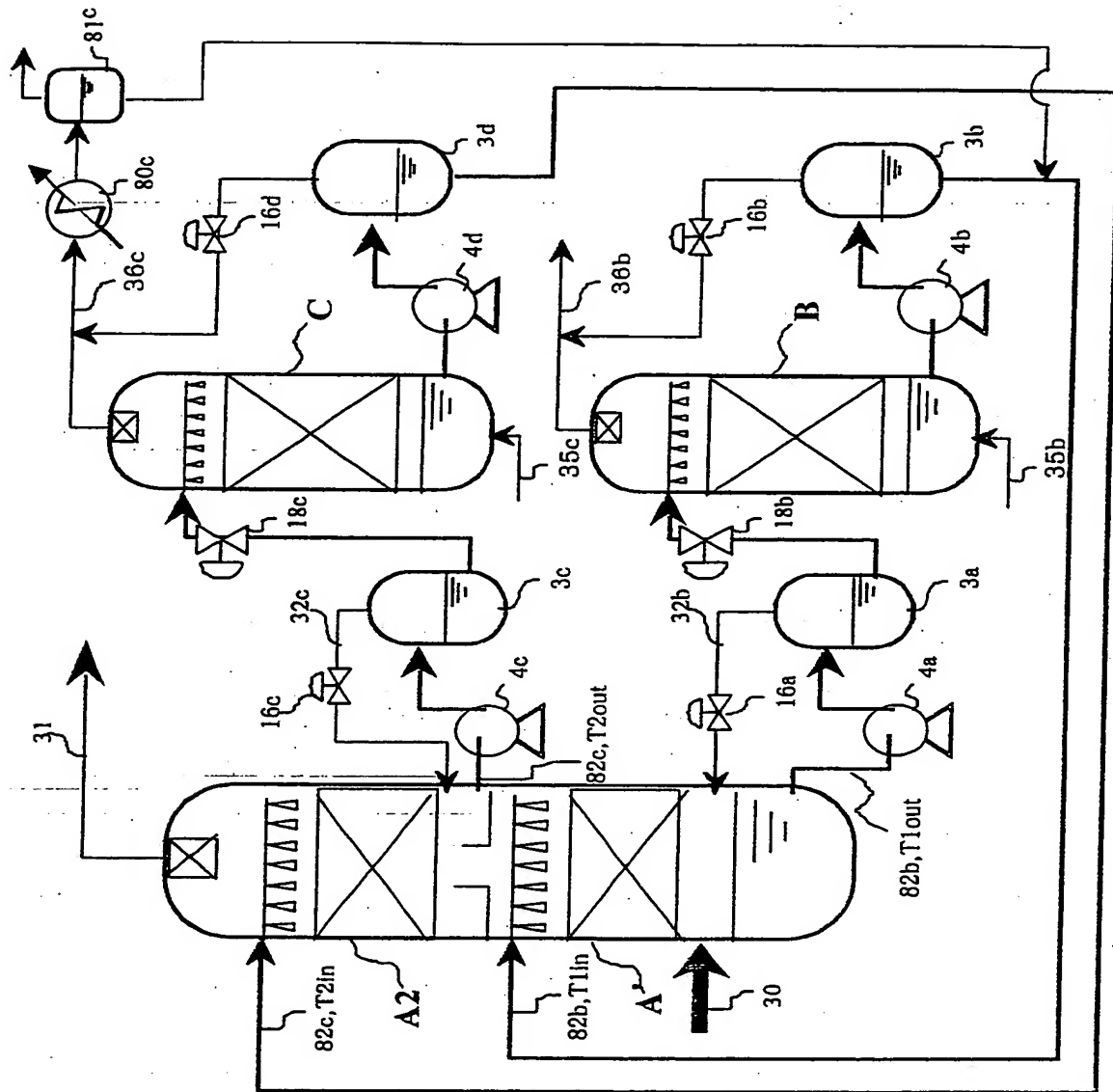
【図 12】



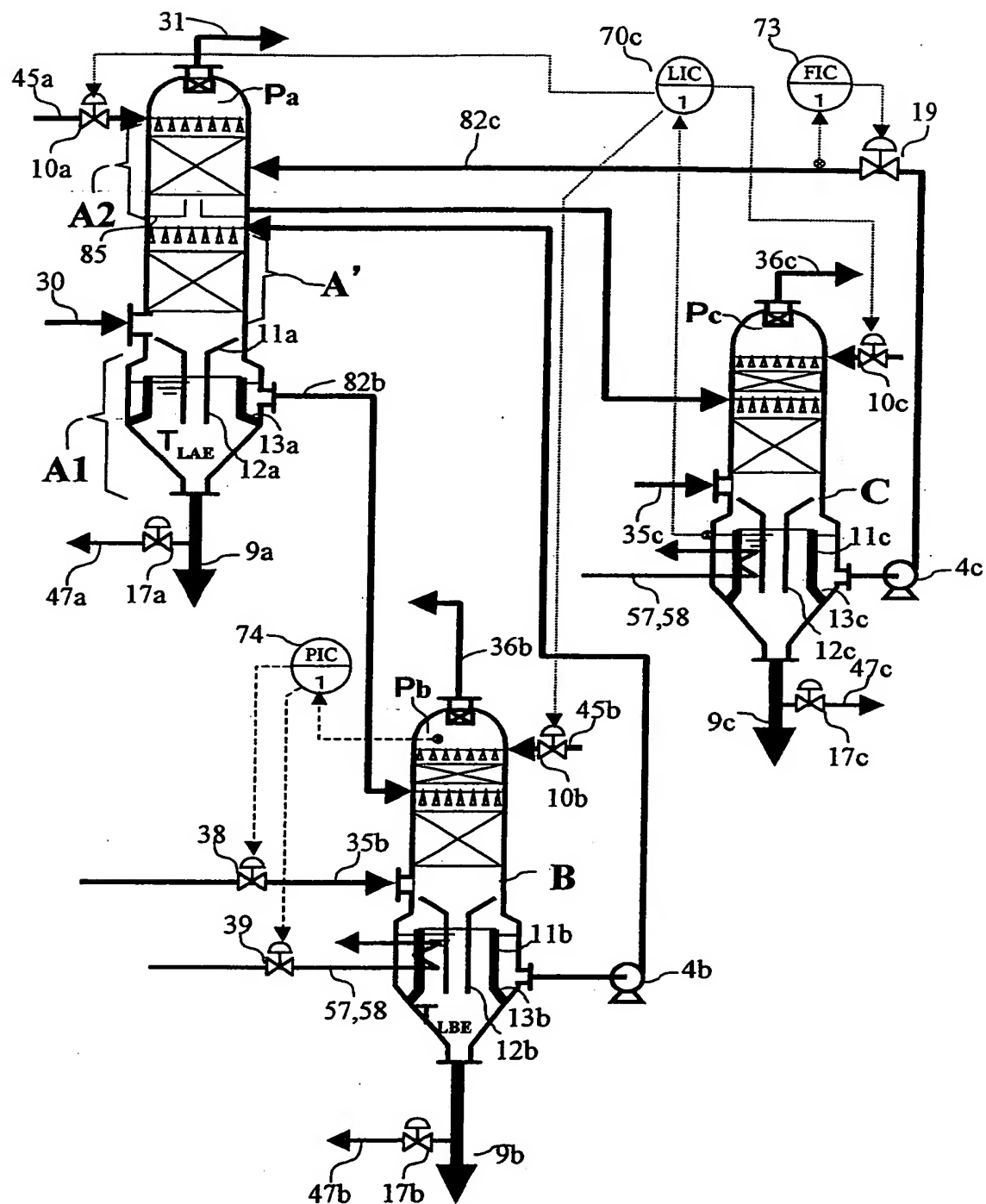
【図 1 3】



【図 1 4】



【図 1 5】



【書類名】 要約書

【要約】

【課題】 湿式スクラバの低温排熱を有効に利用して、水蒸気や炭酸ガスを発生させることによって、エネルギー効率を高めるだけでなく、湿式スクラバの酸性ガス除去性能を飛躍的に向上させることのできる酸性ガス洗浄装置及び方法を提供する。

【解決手段】 炭酸ガスを含む被洗浄ガス 3 0 とアルカリ剤を含むガス洗浄液 4 0 とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器 A と、ガス洗浄液 4 0 および被洗浄ガス 3 0 とは成分の異なる再生用ガス 3 5 を接触させることによってガス洗浄液 A を再生および冷却する洗浄液再生器 B と、ガス洗浄器 A と洗浄液再生器 B との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えた。

【選択図】 図 1

認定・付加情報

特許出願の番号	平成 11 年 特許願 第 3 4 5 2 7 1 号
受付番号	5 9 9 0 1 1 8 3 9 8 2
書類名	特許願
担当官	第六担当上席 0 0 9 5
作成日	平成 11 年 1 2 月 9 日

<認定情報・付加情報>

【特許出願人】

【識別番号】	000000239
【住所又は居所】	東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号
【氏名又は名称】	株式会社荏原製作所

【代理人】

申請人

【識別番号】	100091498
【住所又は居所】	東京都新宿区西新宿 7-5-8 GOWA 西新宿 4 階渡辺・堀田特許事務所
【氏名又は名称】	渡邊 勇

【選任した代理人】

【識別番号】	100092406
【住所又は居所】	東京都新宿区西新宿 7-5-8 GOWA 西新宿 4 階渡辺・堀田特許事務所
【氏名又は名称】	堀田 信太郎

出 願 人 履 歴 情 報

識別番号 [000000239]

1. 変更年月日 1990年 8月31日
[変更理由] 新規登録
住 所 東京都大田区羽田旭町11番1号
氏 名 株式会社荏原製作所